

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ БЕЛАРУСЬ
УЧРЕЖДЕНИЕ ОБРАЗОВАНИЯ
«БРЕСТСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

Кафедра водоснабжения, водоотведения
и охраны водных ресурсов

Методические указания

к выполнению курсовых проектов и практических занятий
по дисциплине «Водоподготовка»
для студентов специальности

1-70 04 03 – «Водоснабжение, водоотведение и охрана вод-
ных ресурсов» дневной и заочной форм обучения

Часть 2

Брест 2010

УДК 628.16

Методические указания подготовлены для студентов, изучающих курс «Водоподготовка».

Настоящее пособие содержит порядок выполнения курсового проекта, необходимые методические рекомендации, а также перечень требуемой литературы.

Издается в 2-х частях. Часть 2.

Составители: Б.Н.Житенев, к.т.н., доцент
Г.А.Волкова, к.т.н., доцент
Н.Ю.Сторожук, ст. преподаватель

Рецензент: главный специалист по системам ВК ГУПИП «Институт
«Брестстройпроект» Бояринцева Т.С.

СОДЕРЖАНИЕ

5. Отстойники. Осветлители со слоем взвешенного осадка	3
5.1 Горизонтальные отстойники	3
5.2 Вертикальные отстойники	8
5.3 Коридорные осветлители со слоем взвешенного осадка	10
6. Фильтровальные сооружения	17
6.1. Скорые безнапорные фильтры с боковым сборным каналом	19
6.2. Скорые безнапорные фильтры с центральным каналом	26
7. Обеззараживание воды	30
7.1. Обеззараживание воды жидким хлором	30
7.2. Обеззараживание воды озонотом	32
8. Удаление органических веществ, привкусов и запахов	35
9. Сооружения для обработки промывных вод	36
10. Расчёт резервуаров чистой воды	37
11. Основные принципы компоновки сооружений станции водоподготовки.	
Составление генерального плана водоочистного комплекса	38
ЛИТЕРАТУРА	42

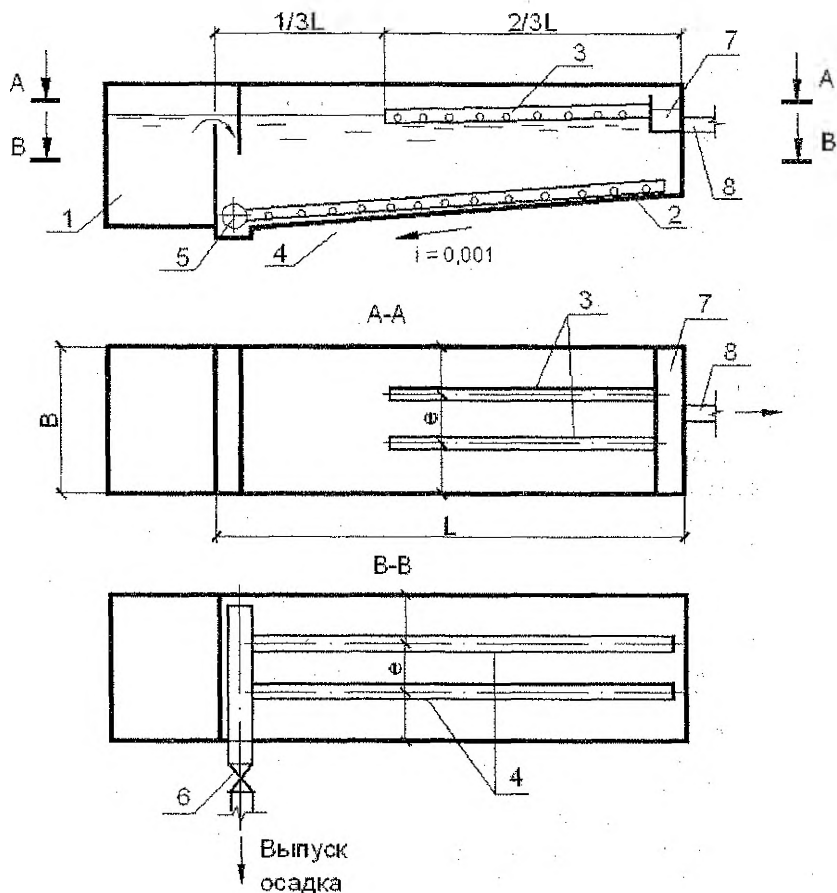
5. ОТСТОЙНИКИ. ОСВЕТИТЕЛИ СО СЛОЕМ ВЗВЕШЕННОГО ОСАДКА

Отстойники предусматриваются для предварительной очистки воды от грубодисперсных примесей и скоагулированной взвеси.

В практике водоподготовки используются горизонтальные, вертикальные, радиальные и тонкослойные отстойники. Расчёт отстойников необходимо производить для двух периодов: минимальной мутности при минимальном зимнем расходе и для наибольшей мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем этапу периода. Содержание взвешенных веществ в воде после отстойников не должно превышать 8-12 мг/л.

5.1 Горизонтальные отстойники

Горизонтальный отстойник — прямоугольный, вытянутый в направлении движения воды резервуар, в котором осветляемая вода вдоль отстойника движется в направлении, близком к горизонтальному. Горизонтальные отстойники рекомендуется применять при мутности до 1500 мг/л и цветности до 120 град обрабатываемой воды и при пропускной способности водоочистного комплекса свыше 30 тыс.м³/сут. Схема горизонтального отстойника представлена на рис. 5.1



1 – камера хлопьеобразования, встроенная в отстойник; 2- горизонтальный отстойник; 3 – дырчатые трубы для децентрализованного сброса воды; 4 – дырчатые трубы для сброса осадка; 5 - сборный трубопровод для сброса осадка; 6 – задвижка на сборной трубопроводе, регулирующая выпуск осадка; 7 – сборный лоток осветленной воды; 8 - трубопровод сбора осветленной воды

Рисунок 5.1 – Схема горизонтального отстойника

Пример № 8.

Рассчитать горизонтальный отстойник. $Q_{\text{полн.с}} = 78280 \text{ м}^3/\text{сут.} = 3262 \text{ м}^3/\text{час}$. Исходные данные приведены в примере № 1.

Расчет горизонтальных отстойников

Суммарная площадь горизонтальных отстойников составит:

$$F_{\text{э.о.}} = \alpha_{\text{об}} \frac{Q_{\text{рас}}}{3,6 \cdot U_0} = 2355,9 \text{ м}^2, \quad (5.1)$$

где $Q_{\text{рас}}$ – расчетный расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$;

U_0 – скорость выпадения взвеси, задерживаемой отстойником (гидравлическая крупность), $\text{мм}/\text{с}$, при отсутствии данных лабораторных исследований принимается по табл. 5.1;

$\alpha_{\text{об}}$ – коэффициент объемного использования отстойников, принимаемый равным 1,3.

Таблица 5.1.

Характеристика обрабатываемой воды и способ обработки	Скорость выпадения взвеси, U_0 , задерживаемой отстойниками, $\text{мм}/\text{с}$
Маломутные цветные воды, обрабатываемые коагулянтом	0,35 ÷ 0,45
Воды средней мутности, обрабатываемые коагулянтом	0,45 ÷ 0,5
Мутные воды, обрабатываемые: коагулянтом	0,5 ÷ 0,6
	флокулянтом
Мутные воды, не обрабатываемые коагулянтом	0,08 ÷ 0,15

Ширина одного отстойника:

$$B = \frac{Q_{\text{рас}}}{3,6 \cdot v_{\text{ср}} \cdot H \cdot N} = \frac{3262}{3,6 \cdot 7 \cdot 3 \cdot 7} = 6,1 \text{ м}, \quad (5.2)$$

где H – средняя глубина зоны осаждения, рекомендуется принимать в пределах 3-3,5 м в зависимости от высотной схемы станции;

$v_{\text{ср}}$ – средняя горизонтальная скорость движения воды в отстойнике, $\text{мм}/\text{с}$, принимаемая равной:

6-8 $\text{мм}/\text{с}$ – для вод мутностью до 50 $\text{мг}/\text{л}$;

7-10 $\text{мм}/\text{с}$ – для вод мутностью 50-250 $\text{мг}/\text{л}$;

9-12 $\text{мм}/\text{с}$ – для вод мутностью $\geq 250 \text{ мг}/\text{л}$ (п. 6.68 [1]);

N – расчетное количество отстойников (при количестве отстойников менее 6 следует предусматривать 1 резервный).

Отстойник разделен продольными вертикальными перегородками на два параллельных коридора шириной 3 м каждый.

Длина отстойника составит:

$$L = \frac{F_{\text{э.о.}}}{B \cdot N} = \frac{2355,9}{6 \cdot 7} = 56,1 \text{ м} \quad (5.3)$$

Условие $L/H = 10 \div 25$ при этом соблюдается: $56,1/3 = 18$

Таблица 5.2 – Концентрация твердой фазы в осадке, г/м³

Мутность исходной воды, мг/л	Применяемые реагенты	Средняя по высоте осадочной части отстойника концентрация твердой фазы в осадке, г/м ³ , δ при интервалах между сбросами осадка, ч		
		6	12	24 и более
До 50	Коагулянт	9000	12000	15000
Св. 50 до 100	Коагулянт	12000	16000	20000
Св. 100 до 400	Коагулянт	20000	32000	40000
Св. 400 до 1000	Коагулянт	35000	50000	60000
Св. 1000 до 1500	Коагулянт	80000	100000	120000
Св. 1500	Флокулянт	90000	140000	160000
Св. 1500	Без реагентов	200000	250000	300000

Примечание. При обработке исходной воды коагулянтами совместно с флокулянтами среднюю концентрацию твердой фазы в осадке надлежит принимать на 25% больше для маломутных цветных вод и на 15% - для вод средней мутности.

Количество осадка, удаляемого из каждого отстойника за одну чистку:

$$P_{oc} = \frac{Q_{час} \cdot T \cdot 24(C_e - M_{ocв})}{N \cdot 1000 \cdot 1000} = \frac{3262 \cdot 10 \cdot 24 \cdot (224 - 10)}{7 \cdot 1000 \cdot 1000} = 2,4 \text{ т}, \quad (5.4)$$

где $Q_{час}$ – расчетный расход воды, м³/час;

T – продолжительность действия отстойника между чистками, сутки, табл. 5.2 или табл. 19 [1];

N – количество отстойников;

C_e – концентрация взвешенных веществ в воде, мг/л, поступающих в отстойник, определяется по формуле:

$$C_B = M + K_K D_K + 0,25Ц + B_U = M + K_K D_K + 0,25Ц + D_U/K_U - D_U = 115 + 0,55 \cdot 50,6 + 0,25 \cdot 160 + \frac{29,1}{0,7} - 29,01 = 195 \text{ г/м}^3 (\text{мг/л}) \quad (5.5)$$

где M – мутность исходной воды, мг/л;

D_K – доза коагулянта по безводному продукту, мг/л;

K_K – коэффициент, принимаемый для $Al_2(SO_4)_3$ – 0,5, для $FeCl_3$ – 0,8;

$Ц$ – цветность исходной воды, град;

B_U – количество нерастворимых в воде взвешенных веществ, вносимых вместе с известью, мг/л:

$$B_U = D_U/K_U - D_U \quad (5.6)$$

где D_U – доза извести, мг/л;

K_U – долевое содержание СаО в извести, принимается 0,4 (в долях по весу);

$M_{ocв}$ – мутность воды, выходящей из отстойника, мг/л, принимается 8-15 мг/л.

Принято, что сброс осадка производится 1 раз в течение одних суток с продолжительностью 10 мин без выключения отстойника из действия ($T = 1 \text{ сут}$).

Объем зоны накопления и уплотнения осадка:

$$W_{з.н.} = \frac{24 \cdot Q_{час} \cdot (C_e - M_{ocв}) \cdot T}{N \cdot \delta} = \frac{24 \cdot 3262 \cdot (195 - 10) \cdot 1}{7 \cdot 40000} = 51,7 \text{ м}^3, \quad (5.7)$$

где $Q_{час}$ – расчетный расход воды, м³/ч;

C_e – средняя концентрация взвеси, мг/л;

$M_{ocв}$ – количество взвеси в воде на выходе из отстойника, мг/л;

T – продолжительность работы отстойника между чистками в сутках; принимается не менее 0,5 суток;

N – число отстойников;

δ – средняя концентрация уплотненного осадка, г/м³, принимается по таблице 5.2 или табл. 19 [1].

Процент воды, расходуемой при периодическом сбросе осадка:

$$q_{oc} = \frac{k_p \cdot W_{з.н.} \cdot N}{24 \cdot Q_{чac} \cdot T} \cdot 100\% = \frac{1,5 \cdot 51,7 \cdot 7}{24 \cdot 3262 \cdot 1} \cdot 100\% = 0,7\%, \quad (5.8)$$

где k_p – коэффициент разбавления осадка, принимаемый: 1,5 – при гидравлическом удалении осадка; 1,2 – при механическом удалении осадка; 2-3 – при напорном смыве осадка.

Расход воды, сбрасываемой с осадком по дырчатой трубе, уложенной в каждом из коридоров отстойника:

$$q_{oc} = k_p \cdot \frac{P_{oc}}{n} \cdot \frac{100}{P_t} \cdot \frac{1}{t} = 1,5 \cdot \frac{2,4}{2} \cdot \frac{100}{5} \cdot \frac{1}{20} = 1,8 \text{ м}^3/\text{мин} = 0,03 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (5.9)$$

где n – количество продольных коридоров в отстойнике;

P_t – среднее содержание твердого вещества в осадке в %, принимается 5%;

t – продолжительность сброса осадка, равная 20-30 минут.

Диаметр дырчатых труб:

$$d_{mp} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{oc}}{\pi \cdot v_{oc}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,03}{3,14 \cdot 1}} = 0,195 \text{ м} = 195 \text{ мм} \approx 200 \text{ мм}, \quad (5.10)$$

где v_{oc} – скорость движения осадка в конце труб, принимается не менее 1 м/с.

Площадь всех отверстий:

$$\sum f_o = k_n \cdot \frac{\pi \cdot d_{mp}^2}{4} = 0,7 \cdot \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4} = 0,02 \text{ м}^2, \quad (5.11)$$

где k_n – коэффициент перфорации трубы, равный 0,5-0,7.

Количество отверстий на трубе:

$$n_o = \sum f_o / f_o = \frac{0,02}{0,0005} = 40, \quad (5.12)$$

где f_o – площадь одного отверстия при диаметре отверстия d_o , не менее 25 мм.

$$f_o = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,025^2}{4} = 0,0005 \text{ м}^2 \quad (5.13)$$

Отверстия размещаются в два ряда в шахматном порядке вниз под углом 45° к оси трубы.

Расход осветленной воды, проходящей через одну сборную трубу:

$$q_{oe} = \frac{Q_{чac}}{3600 \cdot N \cdot n} = \frac{3262}{3600 \cdot 7 \cdot 2} = 0,065 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (5.14)$$

где $Q_{чac}$ – расчетный расход воды, м³/ч;

N – количество отстойников;

n – количество труб в одном отстойнике.

Диаметр труб для сбора осветленной воды:

$$d_{mp} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{ос}}{\pi \cdot V_{ос}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,065}{3,14 \cdot 0,8}} = 0,322 \text{ м}, \quad (5.15)$$

где $V_{ос}$ – скорость движения осветленной воды в конце труб, принимается 0,6-0,8 м/с.

Принимается $d_{mp} = 350 \text{ мм}$.

Необходимая площадь отверстий в трубах:

$$\sum f_o = q_{ос} / V_{от} = 0,065 / 1 = 0,065 \text{ м}^2, \quad (5.16)$$

где $V_{от}$ – скорость движения воды в отверстиях, принимается 1 м/с.

Количество отверстий на одной трубе:

$$n_{отс.} = \frac{\sum f_o \cdot 4}{\pi \cdot d_{отс.}^2} = \frac{0,065 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,025^2} = 132, \quad (5.17)$$

где $d_{отс.}$ – диаметр отверстий, принимается не менее 25 мм.

Шаг между отверстиями:

$$l = L / n_{отс.} = 37400 / 132 = 283 \text{ мм}, \quad (5.18)$$

где L – длина трубы, равная 2/3 длины отстойника, м.

Полная высота отстойника

$$H_{з.о.} = H + H_{ос} + (0,3 \div 0,5) = 3 + 0,54 + 0,3 = 3,84 \text{ м}, \quad (5.19)$$

где $H_{ос}$ – высота зоны накопления и уплотнения осадка, м.

$$H_{ос} = W_{з.н.} / F = 182,1 / 336,6 = 0,54 \text{ м}, \quad (5.20)$$

где F – площадь одного отстойника, м².

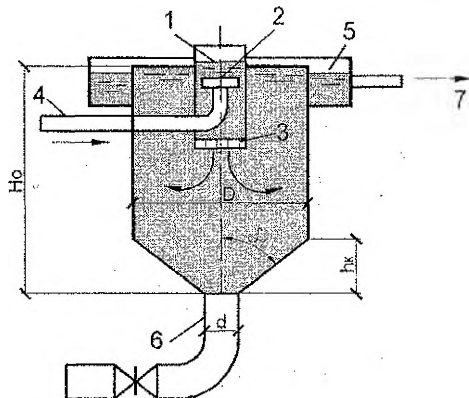
$$F = F_{з.о.} / N = 2355,9 / 7 = 336,6 \text{ м}^2 \quad (5.21)$$

5.2 Вертикальные отстойники

Применяют вертикальный отстойник на станциях реагентной очистки воды с производительностью до 5000 м³/сут.

Вертикальный отстойник (рис. 5.2.) представляет собой круглый в плане резервуар диаметром 5 ÷ 10 м, глубиной до 7 м, оборудованный камерой хлопьеобразования водоворотного типа и конусным днищем для накопления и уплотнения осадка.

- 1 – камера хлопьеобразования водоворотного типа;
 - 2 – сегнерово колесо с насадками; 3 – гаситель;
 - 4 – подача исходной воды (из смесителя); 5 – сборный желоб вертикального отстойника;
 - 6 – труба для отвода осадка из вертикального отстойника;
 - 7 – отвод воды из отстойника
- Рисунок 5.2 – Вертикальный отстойник**



Пример № 9

Рассчитать вертикальный отстойник. $Q_{\text{полн.с.}} = 4725 \text{ м}^3/\text{сут.} = 197 \text{ м}^3/\text{час.}$
Мутность воды, поступающей на станцию водоподготовки, 530 мг/л, цветность – 104 градуса. Доза коагулянта ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) – 48 мг/л, доза извести – 20,8 мг/л.

Площадь зоны осаждения вертикального отстойника составит:

$$F = \frac{\beta_{\text{об}} \cdot Q_{\text{час}}}{3,6 \cdot v_p \cdot N_p} = \frac{1,3 \cdot 197}{3,6 \cdot 0,4 \cdot 4} = 45 \text{ м}^2, \quad (5.22)$$

где $Q_{\text{час}}$ – расчетный расход воды, $\text{м}^3/\text{час.}$;

v_p – расчетная скорость восходящего потока, $v_p = 0,08-0,6 \text{ мм/с.}$ принимается при отсутствии данных технологических изысканий не более указанных величин скоростей выпадения взвеси U_0 ;

N_p – количество рабочих отстойников;

$\beta_{\text{об}}$ – коэффициент, учитывающий объемное использование отстойника, величина которого принимается $1,3 \div 1,5$ (нижний предел – при отношении диаметра к высоте отстойника равном 1, верхний – при отношении равном 1,5).

При количестве отстойников менее 6 следует предусматривать 1 резервный.

Расчет встроенных водоворотных камер хлопьеобразования см. в примере № 6. $F_k = 2,74 \text{ м}^2$

Общая площадь отстойника определяется по формуле:

$$F_{\text{общ}} = F + F_k = 45 + 2,74 = 47,74 \text{ м}^2 \quad (5.23)$$

Диаметр отстойника определяется по формуле:

$$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{F_{\text{общ}}}{\pi}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{47,74}{3,14}} = 7,5 \text{ м} \quad (5.24)$$

Отношение D/H для вертикального отстойника должно быть в пределах $(1,0 \div 1,5)$.

$$D/H = 7,5/5 = 1,5$$

Высота конической части отстойника определяется по формуле:

$$h_k = \frac{D - d}{2 \cdot \text{ctg}(90 - \alpha)} = \frac{7,5 - 0,2}{2 \cdot \text{ctg}(90 - 50)} = 3,06 \text{ м}, \quad (5.25)$$

где d – диаметр нижней части конического дна, м, принимаемый равным диаметру трубы для удаления осадка из отстойника ($150 \div 200 \text{ мм.}$);

α – угол наклона стен конической (осадочной) части вертикального отстойника, принимаемый равным $50 \div 55^\circ$.

Объем конической части отстойника определяется по формуле:

$$W_{\text{ос}} = \frac{\pi}{3} \cdot h_k \left[\left(\frac{D}{2} \right)^2 + \left(\frac{d}{2} \right)^2 + \frac{D \cdot d}{4} \right] = \frac{3,14}{3} \cdot 3,06 \left[\left(\frac{7,5}{2} \right)^2 + \left(\frac{0,2}{2} \right)^2 + \frac{7,5 \cdot 0,2}{4} \right] = 46,3 \text{ м}^3 \quad (5.26)$$

Период работы отстойника между сбросами осадка определяется по формуле:

$$T = \frac{W_{\text{ос}} \cdot N_p \cdot \delta}{Q_{\text{час}} \cdot (C_{\text{сп}} - C_{\text{осв}})} = \frac{46,3 \cdot 4 \cdot 35000}{197 \cdot (611,2 - 15)} = 55 \text{ ч}, \quad (5.27)$$

где δ – средняя по всей высоте осадочной части концентрация твердой фазы осадка, г/м^3 , в зависимости от мутности воды и продолжительности интервалов между сбросами, принимается по табл. 5.2. или табл. 19 [1];

$C_{ор}$ – концентрация взвешенных веществ в воде, $г/м^3$, поступающих в отстойник определяется по формуле (5.5):

$$C_{ос} = M + K_k D_k + 0,25Ц + D_{и}/K_{и} - D_{и} = \\ = 530 + 0,5 \cdot 48 + 0,25 \cdot 104 + 20,8/0,4 - 20,8 = 611,2 \text{ г/м}^3$$

где M – мутность исходной воды, $мг/л$;

D_k – доза коагулянта по безводному продукту, $мг/л$;

K_k – коэффициент, принимаемый для $Al_2(SO_4)_3$ – 0,5, для $FeCl_3$ – 0,8;

$Ц$ – цветность исходной воды, град;

$D_{и}$ – доза извести, $мг/л$;

$K_{и}$ – долевое содержание CaO в извести, принимается 0,4 (в долях по весу);

$C_{осв}$ – содержание взвешенных веществ в воде на выходе из отстойника, $г/м^3$, принимаемое от 8 до 15 $г/м^3$.

Расход воды при сбросе осадка из отстойников можно определить по формуле:

$$q_{ос} = \frac{k_p \cdot W_{ос} \cdot N_p}{Q_{час} \cdot T} \cdot 100 = \frac{1,2 \cdot 46,3 \cdot 4}{197 \cdot 55} \cdot 100 = 2,1 \%, \quad (5.28)$$

где k_p – коэффициент разбавления осадка, принимаемый в пределах 1,2÷1,5.

Среднюю концентрацию уплотненного осадка в отстойниках первой ступени очистки следует принимать 150-160 $г/л$.

Для сбора осветленной воды устраивается один периферийный желоб, в данном случае кольцевой, и четыре радиальных желоба. Расчетная скорость движения воды в желобе $v_{с} = 0,6$ $м/с$.

Площадь кольцевого желоба:

$$f_{к.ж.} = q_{оск} / v_{с} = 0,0137 / 0,6 = 0,023 \text{ м}^2 \quad (5.29)$$

где $q_{оск}$ – расход воды, приходящийся на один отстойник, $м^3/с$:

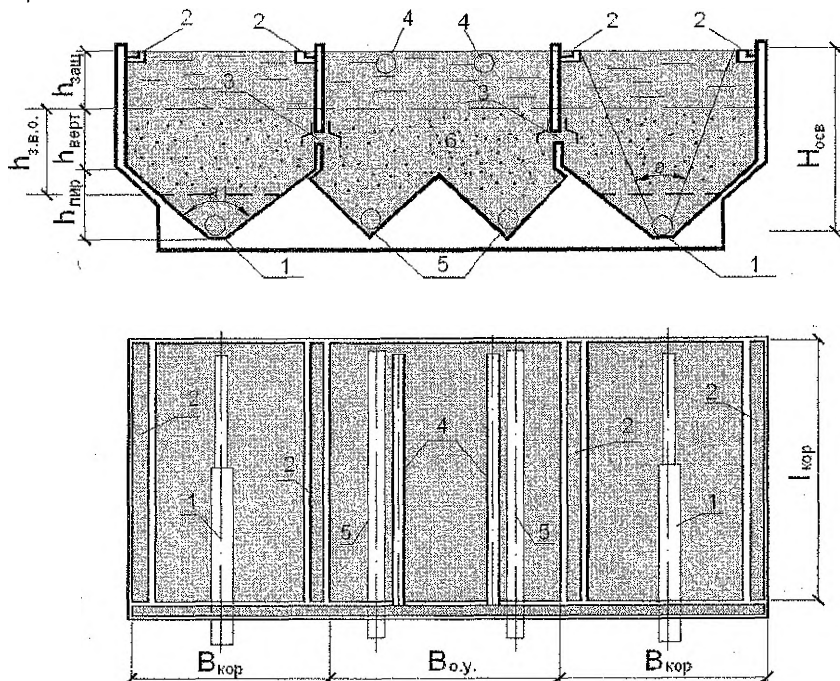
$$q_{оск} = \frac{Q_{час}}{N_p \cdot 3600} = \frac{197}{4 \cdot 3600} = 0,0137 \text{ м}^3/с. \quad (5.30)$$

Принимаются размеры поперечного сечения желоба, ориентировочно 0,14 x 0,16 м.

5.3 Коридорные осветлители со слоем взвешенного осадка

Осветлители со слоем взвешенного осадка используются для удаления из воды коллоидных и взвешенных примесей. Применение осветлителей со слоем взвешенного осадка наиболее целесообразно на водоочистных станциях с производительностью не менее 5000 $м^3/сут.$ для осветления и обесцвечивания воды с содержанием взвешенных веществ до 2500 $мг/л$ и любой цветностью. В основу работы осветлителей положен принцип контактной коагуляции в слое взвешенного осадка. При поддержании определенной скорости восходящего потока воды (0,5-1,2 $мм/с$) формируется слой взвешенного осадка из скоагулированной взвеси в виде мелких хлопьев. Этот слой играет роль фильтра, способствуя лучшему осветлению воды и обесцвечиванию за счет более полного использования адсорбционной емкости хлопьев.

Схема коридорного осветлителя со слоем взвешенного осадка приведена на рис. 5.3.



- 1 – водораспределительный дырчатый коллектор; 2 – водосборные желоба;
 3 – осадкоприемные окна; 4 – дырчатые трубы для отвода осветленной воды из осадкоуплотнителя; 5 – дырчатые трубы для удаления осадка из осадкоуплотнителя; 6 – осадкоуплотнитель

Рисунок 5.3 – Схема осветлителя коридорного типа

Пример № 10.

Рассчитать коридорный осветлитель со слоем взвешенного осадка и вертикальным осадкоуплотнителем. $Q_{полн.с.} = 18720 \text{ м}^3 / \text{сут.}$ Исходные данные приведены в примере № 2.

К расчету принимается коридорный осветлитель со взвешенным осадком и вертикальным осадкоуплотнителем.

Осветлитель состоит из двух боковых коридоров и осадкоуплотнителя.

1. Концентрацию взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, составит (определяется по формуле 5.5):

$$D_B = M + K_K D_K + 0,25 \zeta + V_U = M + K_K D_K + 0,25 \zeta + D_U / K_U - D_U =$$

$$= 420 + 0,5 \cdot 49 + 0,25 \cdot 150 + \frac{35,2}{0,7} - 35,2 = 497 \text{ г/м}^3 (\text{мг/л})$$

где D_K – доза коагулянта, мг/л;

K_x – переводной коэффициент, равный для очищенного сернокислого алюминия 0,55; для неочищенного сернокислого алюминия 1,0; для хлорного железа 0,8;

C – цветность исходной воды, град;

D_v – доза извести по CaO, мг/л;

k_v – содержание CaO в извести (в долях по весу), для негашеной комовой извести 2 сорта – 0,7;

M – мутность исходной воды, мг/л.

2. Площадь осветлителя:

$$F = F_{осв} + F_{отд.} = \frac{Q_{час} \cdot K_{p.s.}}{3,6 \cdot v_{осв}} + \frac{(1 - K_{p.s.}) \cdot Q_{час}}{3,6 \cdot v_{осв} \cdot \alpha} =$$

$$= \frac{780 \cdot 0,7}{3,6 \cdot 1,0} + \frac{(1 - 0,7) \cdot 780}{3,6 \cdot 1,0 \cdot 0,9} = 151,7 + 72,2 = 223,9 \text{ м}^2 \quad (5.31)$$

Так как площадь одного осветлителя в плане не должна превышать 100-150 м², принимаются 2 рабочих осветлителя и 1 резервный площадью 112 м² каждый.

3. Площадь каждого из двух коридоров осветлителя:

$$f_{кор} = \frac{F_{осв}}{2 \cdot N} = \frac{151,7}{2 \cdot 2} = 37,9 \text{ м}^2 \quad (5.32)$$

Площадь осадкоуплотнителя:

$$f_{o.y.} = \frac{F_{отд.}}{N} = \frac{72,2}{2} = 36,1 \text{ м}^2 \quad (5.33)$$

Ширина коридора принимается в соответствии с размерами балок (2,6; 3 и 6 м). Принята $b_{кор} = 2,6$ м, тогда длина коридора составит:

$$l_{кор} = \frac{f_{кор}}{b_{кор}} = \frac{37,9}{2,6} = 14,6 \text{ м} \quad (5.34)$$

Ширина осадкоуплотнителя выше окон для приема осадка по формуле

$$b_{o.y.} = \frac{f_{o.y.}}{l_{кор}} = \frac{36,4}{14,6} = 2,5 \text{ м} \quad (5.35)$$

4. Водораспределительный дырчатый коллектор размещают в нижней части коридоров осветлителя.

Расход воды, приходящийся на один коллектор:

$$q_{кол} = \frac{Q_{час}}{N \cdot 2 \cdot 3600} = \frac{780}{2 \cdot 2 \cdot 3600} = 0,054 \text{ м}^3/\text{с} = 54 \text{ л/с} \quad (5.36)$$

Диаметр коллектора:

$$d_{кол} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{кол}}{\pi \cdot v_{кол}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,054}{3,14 \cdot 0,6}} = 0,344 \text{ м}, \quad (5.37)$$

где $v_{кол}$ – скорость входа воды в дырчатый коллектор, принимается 0,5-0,6 м/с. По табл. [15] диаметр коллектора принят $d_{кол} = 350$ мм при скорости $v_{кол} = 0,56$ м/с.

Так как во второй половине дырчатого коллектора скорость становится менее 0,5 м/с, принимается коллектор телескопической формы, сваренный из трех труб диаметром 350, 300, 250 мм равной длины (по 4,9 м).

Скорость выхода воды из отверстий должна быть $v_o = 1,5 + 2$ м/с, принимается $v_o = 1,8$ м/с.

Тогда площадь отверстий распределительного коллектора составит:

$$\sum f_o = q_{\text{колл}} / v_o = 0,054 / 1,8 = 0,03 \text{ м}^2 (300 \text{ см}^2) \quad (5.38)$$

Принимается диаметр отверстий 25 мм (должен быть не менее 25 мм), тогда площадь одного отверстия составит:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2,5^2}{4} = 4,9 \text{ см}^2$$

Количество отверстий в каждом коллекторе:

$$n = \sum f_o / f_o = 300 / 4,9 = 61 \text{ шт.} \quad (5.39)$$

Отверстия размещаются в два ряда по обеим сторонам коллектора в шахматном порядке, они направлены вниз под углом 45° к горизонту.

5. Для сбора осветленной воды предусмотрены желоба с затопленными отверстиями, которые размещаются в зоне осветления, в верхней части осветлителя, вдоль боковых стенок коридоров.

Расход воды на каждый желоб:

$$q_{\text{ж}} = \frac{K_{\text{р.в.}} (Q_{\text{час}} : N)}{2 \cdot 2 \cdot 3600} = \frac{0,7 \cdot (780 : 2)}{2 \cdot 2 \cdot 3600} = 0,019 \text{ м}^3/\text{с} \quad (5.40)$$

Ширина желоба прямоугольного сечения:

$$b_{\text{ж}} = 0,9 \cdot q_{\text{ж}}^{0,4} = 0,9 \cdot 0,019^{0,4} = 0,18 \text{ м} = 16 \text{ см} \quad (5.41)$$

Затопленные отверстия размещаются в один ряд по внутренней стенке желоба на 7 см ниже его верхней кромки.

Глубина желоба в начале и в конце его:

$$h_{\text{нач}} = 7 + 1,5 \cdot \frac{b_{\text{ж}}}{2} = 7 + 1,5 \cdot \frac{18}{2} = 20,5 \text{ см} \quad (5.42)$$

$$h_{\text{кон}} = 7 + 2,5 \cdot \frac{b_{\text{ж}}}{2} = 7 + 2,5 \cdot \frac{18}{2} = 29,5 \text{ см} \quad (5.43)$$

Площадь живого сечения желоба:

$$f_{\text{ж}} = \frac{q_{\text{ж}}}{v} = \frac{0,019}{0,5} = 0,038 \text{ м}^2, \quad (5.44)$$

где $q_{\text{ж}}$ – расход воды в одном желобе, м³/с;

v – скорость движения воды в желобе, принимается 0,5-0,6 м/с

Высота слоя воды в желобе:

$$h = f_{\text{ж}} / b_{\text{ж}} = \frac{0,038}{0,18} = 0,21 \text{ м} \quad (5.45)$$

Площадь отверстий в стенке желоба:

$$\sum f_o = \frac{q_{\text{ж}}}{\mu \sqrt{2gh}} = \frac{0,019}{0,65 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,8 \cdot 0,05}} = \frac{0,019}{0,643} = 0,03 \text{ м}^2 = 300 \text{ см}^2, \quad (5.46)$$

где h – разность уровней воды в осветлителе и в желобе, равная 0,05 м;

μ – коэффициент расхода, равный 0,65.

Количество отверстий и шаг отверстий определяются при диаметре отверстий не менее 25 мм и длине желоба, равной длине коридора осветлителя.

При диаметре каждого отверстия 25 мм и его площади

$$f_o = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 2,5^2}{4} = 4,9 \text{ см}^2$$

количество отверстий будет:

$$n = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{300}{4,9} = 61 \text{ шт.}$$

Шаг отверстий $e = l/n = 14,6/61 = 0,24 \text{ м} = 24 \text{ см}$

6. Осадкоприемные окна.

Расход воды, который поступает вместе с избыточным осадком в осадкоуплотнитель с двух сторон:

$$Q_{ок} = \frac{(1 - k_{p.в.}) \cdot Q_{час}}{2 \cdot N} = \frac{(1 - 0,7) \cdot 780}{2 \cdot 2} = 58,5 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (5.47)$$

где N – количество осветлителей.

Площадь осадкоприемных окон с каждой стороны осадкоуплотнителя:

$$f_{ок} = Q_{ок} / v_{ок} = 58,5/40 = 1,46 \text{ м}^2, \quad (5.48)$$

где $v_{ок}$ – скорость движения воды с осадком в окнах, равная 36-54 м/ч [1].

Принимается высота окон 0,2 м. Тогда общая длина их с каждой стороны осадкоуплотнителя составит:

$$l_{ок} = f_{ок} / h_{ок} = 1,46/0,2 = 7,3 \text{ м} \quad (5.49)$$

где $h_{ок}$ – высота окна, принимается 0,1-0,3 м.

Ширина окна:

$$b_{ок} = l_{ок} / N_{ок} = 7,3/10 = 0,73 \text{ м} \quad (5.50)$$

С каждой стороны осадкоуплотнителя по горизонтали устраиваются 10 окон для приема избыточного осадка размером каждое 0,2×0,73 м.

При длине осадкоуплотнителя 14,6 м и 10 окнах шаг оси окон по горизонтали составит: 14,6:10 = 1,46 м.

Расстояние между двумя соседними окнами при ширине окна 0,73 м будет 1,46 – 0,73 = 0,73 м.

7. Дырчатые трубы для сбора и отвода воды из зоны отделения осадка в вертикальном осадкоуплотнителе размещаются так, чтобы их верхняя образующая была ниже уровня воды в осветлителе не менее 0,3 м и выше верха осадкоприемных окон не менее чем на 1,5 м.

Потеря воды при продувке составит:

$$Q_{ос} = \frac{Q_{час} \cdot k_p \cdot (C_в - M_{осв})}{\delta} = \frac{780 \cdot 1,2 \cdot (497 - 10)}{35000} = 13 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (5.51)$$

где k_p – коэффициент разбавления осадка при его удалении, равный 1,2-1,5

$C_в$ – концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, мг/л.

$M_{осв}$ – количество взвеси в воде, выходящей после обработки в осветлителе, равное 8-12 мг/л.

δ – средняя концентрация твердой фазы в осадкоуплотнителе, принимается по табл. 5.2. в зависимости от времени уплотнения T , г/м³.

Расход воды через каждую сборную дырчатую трубу:

$$Q_{сб} = \frac{(1 - K_{р.в.}) \cdot Q_{час} - Q_{ос}}{2 \cdot N} = \frac{(1 - 0,7) \cdot 780 - 13}{2 \cdot 2} = 55,3 \text{ м}^3/\text{ч} = 15,4 \text{ л/с} \quad (5.52)$$

Скорость движения воды в устье сборной трубы должна быть не более 0,5 м/с.

Принимается диаметр сборной трубы $d_{сб} = 250 \text{ мм}$ при $v_{сб} = 0,32 \text{ м/с}$ [15].

Диаметр отверстий в сборной трубе 15-20 мм.

Площадь отверстий при скорости входа воды в них $v_o = 1,5 \text{ м/с}$ должна быть $\sum f_o = Q_{сб}/v_o = 0,0154/1,5 = 0,0103 \text{ м}^2 = 103 \text{ см}^2$.

При диаметре 20 мм площадь каждого отверстия будет $f_o = 3,14 \text{ см}^2$.

Необходимое количество отверстий составит $n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{103}{3,14} = 34 \text{ шт.}$

Шаг оси отверстий: $14,6/34 = 0,43 \text{ м.}$

Фактическая скорость входа воды в отверстия:

$$v_{отв} = \frac{Q_{сб}}{f_o \cdot n_o} = \frac{0,0154}{0,000314 \cdot 34} = 1,44 \text{ м/с} \text{ (принимается не менее 1,5 м/с).}$$

8. Определение высоты осветлителя.

Высота осветлителя, считая от центра водораспределительного коллектора до верхней кромки водосборных желобов:

$$H_{осв} = \frac{b_{кор} - 2 \cdot b_{ж}}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} = \frac{2,6 - 2 \cdot 0,18}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{30}{2}} = 4,18 \text{ м}, \quad (5.53)$$

где $b_{кор}$ – ширина коридора осветлителя, м;

$b_{ж}$ – ширина одного желоба, м;

α – центральный угол, образуемый прямыми, проведенными от оси водораспределительного коллектора к верхним точкам кромок водосборных желобов; принимается не более 30° .

Высота пирамидальной части осветлителя составит:

$$h_{пир} = \frac{b_{кор} - a}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_1}{2}} = \frac{2,6 - 0,4}{2 \cdot \operatorname{tg} \frac{70}{2}} = 1,57 \text{ м}, \quad (5.54)$$

где a – ширина коридора понизу, принимаемая обычно равной 0,4 м;

α_1 – центральный угол наклона стенок коридора, принимается $60-90^\circ$.

Высота защитной зоны над слоем взвешенного осадка должна быть в пределах 1,5-2 м, принимается $h_{защ} = 1,5 \text{ м.}$

Тогда высота зоны взвешенного осадка выше перехода наклонных стенок осветлителя в вертикальные составит:

$$h_{верт} = H_{осв} - h_{защ} - h_{пир} = 4,18 - 1,5 - 1,57 = 1,11 \text{ м} \quad (5.55)$$

Такая высота недостаточна, $h_{верт}$ должна быть не менее 1,5 м. Поэтому принимается $H_{осв} = 4,67$ м, тогда угол $\alpha = 27^\circ < 30^\circ$ и $h'_{верт} = 4,67 - 1,5 - 1,57 = 1,6$ м

Следовательно, общая высота зоны взвешенного осадка составит:

$$h_{з.в.о.} = h'_{верт} + \frac{h_{лур}}{2} = 1,6 + \frac{1,57}{2} = 2,39 \text{ м} \quad (5.56)$$

(2,0 м < 2,39 < 2,5 м)

Верхняя кромка осадкоприемных окон располагается на 1,5 м ниже поверхности воды в осветлителе. Тогда нижняя кромка этих окон высотой 0,2 м будет размещаться на уровне $4,67 - 1,5 - 0,2 = 2,97$ м от дна осветлителя или на уровне $2,97 - 0,2 = 2,85$ м выше оси водораспределительного коллектора (здесь 0,2 м – расстояние по вертикали от дна осветлителя до оси коллектора).

Низ осадкоприемных окон должен быть на 1-1,5 м выше перехода наклонных стенок зоны взвешенного осадка осветлителя в вертикальные. В рассматриваемом случае эта высота будет равной $4,67 - (1,57 + 1,5 + 0,2) = 1,4$ м, т.е. отвечает необходимым условиям.

9. Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе.

Объем осадкоуплотнителя составит:

$$W = I_{кор} \cdot \left[b_{о.у.} \cdot h'_{верт} + 2 \cdot \left(\frac{h_{лур} \cdot 0,5 \cdot b_{о.у.}}{2} \right) \right] = \quad (5.57)$$

$$= 14,6 \cdot \left[2,5 \cdot 1,6 + 2 \cdot \left(\frac{1,57 \cdot 0,5 \cdot 2,5}{2} \right) \right] = 87 \text{ м}^3$$

Количество осадка, поступающего в осадкоуплотнитель:

$$Q_{ос} = \frac{C_v \cdot Q_{час}}{1000 \cdot N} = \frac{497 \cdot 780}{1000 \cdot 2} = 194 \text{ кг/ч}, \quad (5.58)$$

где C_v – концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель, г/м³;

N – количество осветлителей.

Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе:

$$T = \frac{W \cdot \delta}{1000 \cdot Q_{ос}} = \frac{87 \cdot 35000}{1000 \cdot 194} = 15,7 \text{ ч}, \quad (5.59)$$

где δ – средняя концентрация взвешенных веществ в осадкоуплотнителе, г/м³; см. табл. табл. 5.2.

Дырчатые трубы для удаления осадка из осадкоуплотнителя размещаются на продольной оси дна, в месте, где сходятся наклонные стенки осадкоуплотнителя.

Диаметр труб рассчитывают из условия отведения накопившегося осадка в течение не более 15-20 мин (0,25-0,33 ч) при скорости в конце трубы не менее 1 м/с и скорости в отверстиях труб не более 3 м/с

При объеме осадкоуплотнителя $W = 87 \text{ м}^3$ и его опорожнении за 15 минут (0,25 часа) через каждую осадкобросную трубу должен пропускаться расход:

$$Q_{ос}^* = \frac{W}{2 \cdot t \cdot 3600} = \frac{87}{2 \cdot 0,25 \cdot 3600} = 0,048 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (5.60)$$

где t – время, в течение которого отводится накопившийся осадок, ч, принимается не более 15-20 минут (0,25-0,33 часа).

v – скорость движения осадка в конце трубы, м/с, принимается не менее 1 м/с.

Диаметр трубы составит:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{oc}''}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,048}{3,14 \cdot 1,05}} = 0,234 \text{ м} \approx 0,250 \text{ м}, \quad (5.61)$$

где v – скорость движения осадка в конце трубы, м/с, принимается не менее 1 м/с.

Диаметр трубы принимается 250 мм.

Общая площадь всех дырчатых отверстий осадкосбросной трубы:

$$\sum f_o = \frac{Q_{oc}''}{v_o} = \frac{0,048}{3} = 0,016 \text{ м}^2 = 160 \text{ см}^2 \quad (5.62)$$

v_o – скорость в дырчатых отверстиях, должна быть не менее 3 м/с.

Принимаются отверстия диаметром 20 мм (должны быть не менее 20 мм) и площадью $f_o = 3,14 \text{ см}^2$. Необходимое количество отверстий:

$$n = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{160}{3,14} = 51 \text{ шт.}$$

Шаг оси отверстий: $14,6/51 = 0,29 \text{ м} < 0,5$ (т.е. не больше максимально допустимого).

Объем зоны накопления и уплотнения осадка:

$$W_{з.у.} = \frac{Q_{зас} \cdot T \cdot (C_e - M_{осе})}{N \cdot \delta} = \frac{780 \cdot 6 \cdot (497 - 10)}{2 \cdot 35000} = 32,6 \text{ м}^3 \quad (5.63)$$

Относительный расход сбрасываемой с осадком воды (в % от общего расхода):

$$P = \frac{K_p \cdot W_{з.у.}}{24 \cdot Q_{зас} \cdot T} \cdot 100\% = \frac{1,2 \cdot 32,6}{24 \cdot 780 \cdot 6} \cdot 100\% = 0,035\%, \quad (5.64)$$

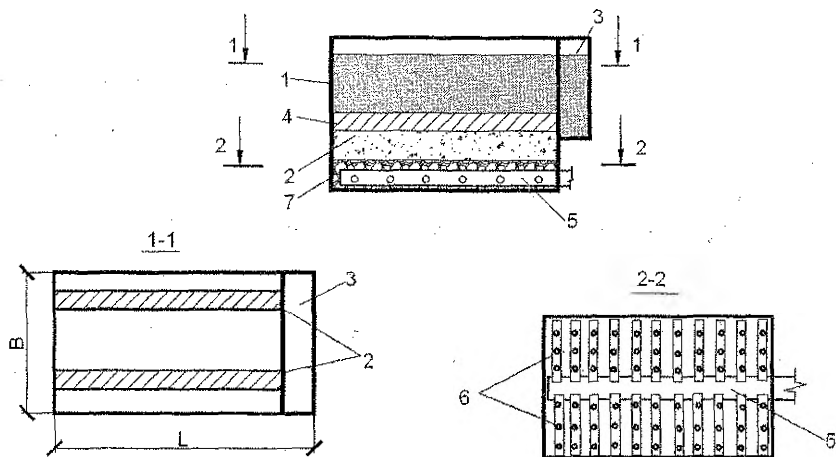
где K_p – коэффициент разбавления осадка, принимается равным 1,2-2,5;

T – время уплотнения осадка, час, принимается в пределах 2-6 ч.

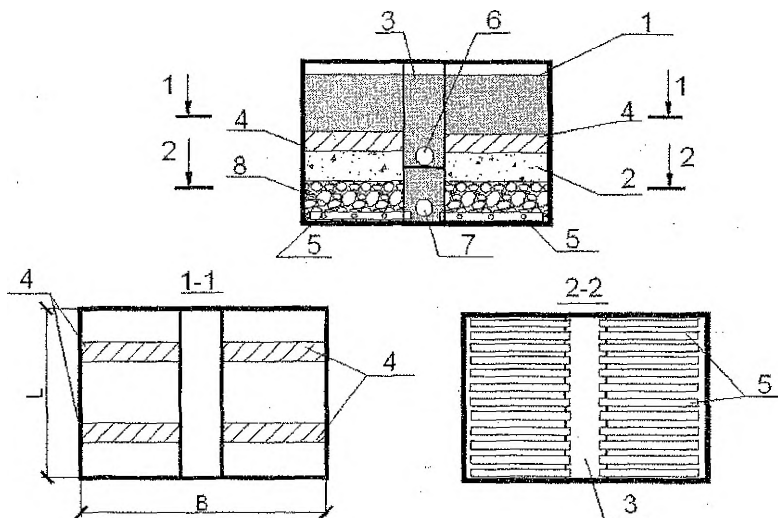
6. ФИЛЬТРОВАЛЬНЫЕ СООРУЖЕНИЯ

Одним из методов очистки воды от взвешенных веществ и коллоидных примесей является ее фильтрование через пористую среду. Вода, поступающая на скорые фильтры после отстойников или осветлителей со слоем взвешенного осадка, не должна содержать взвешенных веществ более 12-25 мг/л, а после фильтрования мутность воды, предназначенной для хозяйственно-питьевых нужд, не должна превышать 1,5 мг/л.

В качестве фильтрующих загрузок фильтров применяют кварцевый песок, дробленый керамзит, антрацит или другие зернистые материалы с соответствующей механической прочностью и химической стойкостью [1]. В зависимости от площади фильтрования фильтры могут быть с боковым (рис. 6.1.) и с центральным сборным каналом (рис. 6.2.)



1 – корпус фильтра; 2 – фильтрующий слой; 3 – боковой сборный канал;
 4 – желоба; 5 – коллектор распределительной системы; 6 – ответвления
 (дырчатые трубы) распределительной системы; 7 – поддерживающие слои
Рисунок 6.1 – Схема осветлительного фильтра с боковым сборным каналом



1 – корпус фильтра; 2 – фильтрующий слой; 3 – центральный сборный канал;
 4 – желоба; 5 – дырчатые трубы распределительной системы; 6 – трубопровод
 подачи исходной воды; 7 – трубопровод отвода фильтра и подачи
 промывной воды; 8 – поддерживающие слои
Рисунок 6.2 – Схема осветлительного фильтра с центральным сборным каналом

6.1. Скорые безнапорные фильтры с боковым сборным каналом

Пример № 10. Рассчитать скорые безнапорные фильтры. Исходные данные приведены в примере № 2. $Q_{полн.с} = 18720 \text{ м}^3/\text{сут}$

Определяется общая площадь фильтров по формуле (6.1):

$$F = \frac{Q_{полн.с}}{T_{см} \cdot v_n - 3,6 \cdot n_{пр} \cdot \omega \cdot t_1 - n_{пр} \cdot t_2 \cdot v_n} = \frac{18720}{24 \cdot 6 - 3,6 \cdot 2 \cdot 12 \cdot 0,1 - 2 \cdot 0,33 \cdot 6} = \frac{18720}{131,4} = 142,5 \text{ м}^2,$$

где $Q_{полн.с}$ – полезная производительность станции, $\text{м}^3/\text{сут}$;

$T_{см}$ – продолжительность работы станции в течение суток, (24 ч);

v_n – расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме $\text{м}/\text{ч}$; принимается по табл. 21 [1] или табл. 6.2. настоящих пособий;

$n_{пр}$ – число промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации (принимается 2-3);

ω – интенсивность промывки, $\text{л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, принимается по табл.23 [1] или табл. 6.1. настоящих пособий;

t_1 – продолжительность промывки фильтра в часах, принимается по табл. 23 [1] или по табл. 6.1.;

t_2 – время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаемое для фильтров, промываемых водой – 0,33 часа, водой и воздухом – 0,5 часа.

Таблица 6.1 – Параметры промывки фильтра в зависимости от типа загрузки

Фильтры и их загрузка	Интенсивность промывки, $\text{л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$	Продолжительность промывки, мин	Величина относительного расширения загрузки, %
Скорые с однослойной загрузкой диаметром D, мм:	0,7-0,8	12-14	45
	0,8 -1	14-16	30
	1-1,2	16-18	25
Скорые с двухслойной загрузкой	14-16	7-6	50

Количество фильтров составит:

$$N = \frac{\sqrt{F}}{2} = \frac{\sqrt{142,5}}{2} = 5,9 \approx 6 \text{ шт.} \quad (6.2)$$

Скорость фильтрования воды для принятого количества фильтров при форсированном режиме работы составит:

$$v_{\phi} = v_n \cdot \frac{N_{\phi}}{N_{\phi} - N_1} = 6 \cdot \frac{6}{6 - 1} = 7,2 \text{ м}/\text{ч} \quad (6 \div 7,5 \text{ м}/\text{ч}).$$

где N_1 – количество фильтров, находящихся в ремонте $N_1 = 1$. Площадь одного фильтра составит:

$$F_1 = F_{\phi} / N_{\phi} = \frac{142,5}{6} = 23,8 \text{ м}^2 \quad (6.3)$$

Таблица 6.2 – Характеристика фильтрующего слоя и скорость фильтрования

Фильтры	Характеристика фильтрующего слоя						Скорость фильтрования, м/ч	
	Материал загрузки	Диаметр зёрен, мм			Коэффициент неоднородности загрузки	Высота слоя, м	при нормальном режиме, v_n	при форсированном режиме, v_f
		наименьших	наибольших	эквивалентный				
Однослойные скорые фильтры с загрузкой различной крупности	Кварцевый песок	0,5	1,2	0,7-0,8	1,8-2,0	0,7-0,8	5-6	6-7,5
		0,7	1,6	0,8-1,0	1,6-1,8	1,3-1,5	6-8	7-9,5
		0,8	2	1,0-1,2	1,5-1,7	1,8-2,0	8-10	10-12
	Дробленый керамзит	0,5	1,2	0,7-0,8	1,8-2,0	0,7-0,8	6-7	7-9
		0,7	1,6	0,8-1,0	1,6-1,8	1,3-1,5	7-9,5	8,5-11,5
		0,8	2	1,0-1,2	1,5-1,7	1,8-2,0	9,5-12	12-14
Скорые фильтры с двухслойной загрузкой	Кварцевый песок	0,5	1,2	0,7-0,8	1,8-2,0	0,7-0,8	7-10	8,5-12
	Дробленый керамзит или антрацит	0,8	1,8	0,9-1,1	1,6-1,8	0,4-0,5		

Приняты фильтры с боковым сборным карманом с размерами фильтра в плане 4,88×4,88 м.

Подбор состава загрузки фильтра.

Загрузка фильтра принята на основании табл.6.2. Высота фильтрующего слоя $h_{\phi} = 700$ мм с минимальным диаметром зерен 0,5 мм и с максимальным 1,2 мм, эквивалентный – $d_0 = 0,7$ мм, коэффициент неоднородности $k_H = 2$.

Высота слоя воды над поверхностью загрузки – 2 м, превышение строительной высоты над расчетным уровнем воды – 0,5 м.

Расчет устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра.

Сбор и отвод загрязненной воды при промывке скорых фильтров осуществляется при помощи желобов, размещаемых над поверхностью фильтрующей загрузки (рис. 6.3).

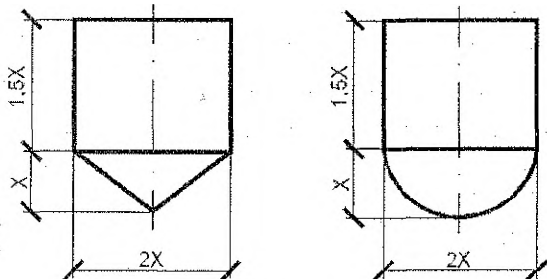


Рисунок 6.3 – Сечение желобов различных конструкций

Расход промывной воды, необходимый для промывки одного фильтра:

$$Q_{\text{пром}} = F_1 \cdot \omega = 23,8 \cdot 12 = 285,6 \text{ л/с} \approx 286 \text{ л/с} \quad (6.4)$$

где F_1 – площадь одного фильтра, м²;

ω – интенсивность промывки, л/(с · м²), принимается по табл. 6.1.

В рассчитываемом скором фильтре для сбора и отвода загрязненной воды приняты три желоба с треугольным основанием.

Расстояние между осями желобов: 4,88 : 3 = 1,6 м (< 2,2 м).

Расстояние от дна желоба до дна бокового сборного канала:

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{q_{\text{кан}}^2}{9,8 \cdot B_{\text{кан}}^2}} + 0,2 = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,286}{9,8 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 0,59 \text{ м}, \quad (6.5)$$

где $q_{\text{кан}}$ – расход воды по каналу, м³/с, равный $Q_{\text{пром}}$;

$B_{\text{кан}}$ – ширина канала, принимаемая конструктивно 0,8-1,2 м, но не менее 0,7 м.

Площадь поперечного сечения желоба в месте примыкания его к сборному каналу

$$f = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,095^2}{9,8}} \cdot 0,42 = 0,12 \text{ м}^2, \quad (6.6)$$

где $q_{\text{жел}}$ – расход воды на один желоб, м³/с:

$$q_{\text{жел}} = Q_{\text{пром}} / n_{\text{жел}} = \frac{0,286}{3} = 0,095 \text{ м}^3/\text{с} \quad (6.7)$$

Ширина желоба:

$$B_{\text{жел}} = K_{\text{жел}} \cdot \sqrt[5]{\frac{q_{\text{жел}}^2}{(1,57 + a_{\text{жел}})^3}} = 2,1 \cdot \sqrt[5]{\frac{0,095^2}{(1,57 + 1,5)^3}} = 0,42 \text{ м} \quad (6.8)$$

Высота прямоугольной части желоба:

$$h_{\text{пр}} = 0,75 \cdot B_{\text{жел}} = 0,75 \cdot 0,42 = 0,315 \text{ м}$$

Полезная высота желоба: $h = 1,25 \cdot B_{\text{жел}} = 1,25 \cdot 0,42 = 0,525 \text{ м}$.

Конструктивная высота желоба (с учетом толщины стенки):

$$h_k = h + 0,08 = 0,525 + 0,08 = 0,605 \text{ м}$$

Расстояние от верхней кромки желоба до поверхности фильтрующей загрузки:

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{H_{\text{ф}} \cdot e}{100} + 0,3 = \frac{0,7 \cdot 45}{100} + 0,3 = 0,615 \text{ м} \quad (6.9)$$

где e – допустимое относительное расширение загрузки, %, табл. 6.1 настоящих пособий;

$H_{\text{ф}}$ – высота слоя фильтрующей загрузки, м, табл. 6.2.

Так как конструктивная высота желоба $h_k = 0,605 \text{ м}$, а $\Delta h_{\text{ж}} = 0,615 \text{ м}$, нужно принять $\Delta h_{\text{ж}} = 0,66 \text{ м}$, с тем, чтобы расстояние от низа желоба до верха загрузки фильтра было 0,05-0,06 м.

Расчет распределительной системы фильтра.

В проектируемом фильтре распределительная система служит как для равномерного распределения промывной воды по площади фильтра, так и для сбора профильтрованной воды.

Диаметр коллектора дренажной системы фильтра определяется исходя из рекомендуемой скорости в начале коллектора 0,8-1,2 м/с [1].

Необходимая площадь живого сечения коллектора:

$$\omega_k = \frac{q_{\text{пром}}}{1000 \cdot v_k} = \frac{286}{1000 \cdot 1,0} = 0,286 \text{ м}^2 \quad (6.10)$$

где $q_{\text{пром}}$ – расход промывной воды на промывку одного фильтра, л/с;

v_k – скорость в начале коллектора, $v_k = 0,8 \div 1,2 \text{ м/с}$.

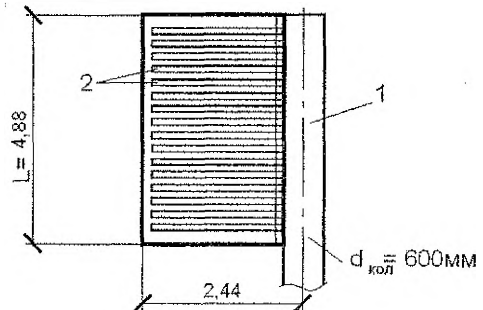
Диаметр коллектора дренажной системы:

$$d_k = \sqrt{\frac{4 \cdot \omega_k}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,286}{3,14}} = 0,603 \text{ м} \quad (6.11)$$

Принят $d_k = 600 \text{ мм}$ при скорости $v_k = 1 \text{ м/с}$.

- 1 – коллектор дренажной системы;
2 – ответвления распределительной системы

Рисунок 6.4 – Распределительная система фильтра



Количество ответвлений распределительной системы:

$$n = 2 \cdot \frac{L}{m} = 2 \cdot \frac{4,88}{0,25} = 39, \quad (6.12)$$

где L – длина боковой поверхности фильтра, м.

m – расстояние между осями труб ответвлений (0,25±0,35 м) [1].

Длина ответвлений:

$$l = \frac{B - d_k}{2} = \frac{4,88 - 0,6}{2} = 2,14 \text{ м}, \quad (6.13)$$

где B – ширина боковой поверхности фильтра, м.

Площадь дна фильтра, приходящаяся на каждое ответвление распределительной системы:

$$f_{оме} = l \cdot m = 2,14 \cdot 0,25 = 0,535 \text{ м}^2 \quad (6.14)$$

Расход воды на одно ответвление:

$$q_{оме} = f_{оме} \cdot \omega = 0,535 \cdot 12 = 6,42 \text{ л/с} \quad (6.15)$$

где ω – интенсивность промывки, л/(с · м²), принимается по табл. 6.1.

Площадь ответвления:

$$\omega_{оме} = \frac{q_{оме}}{1000 \cdot v_{оме}} = \frac{6,42}{1000 \cdot 1,8} = 0,00357 \text{ м}^2 \quad (6.16)$$

где $v_{оме}$ – скорость движения воды в начале ответвления, рекомендуется 1,8-2 м/с.

Диаметр ответвления:

$$d_{оме} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00357}{3,14}} = 0,0674 \text{ м} = 67 \text{ мм} \quad (6.17)$$

При $q_{оме} = 6,42$ л/с принят $d_{оме} = 70$ мм при $v_{оме} = 1,66$ м/с.

На ответвлениях трубчатого дренажа следует предусматривать: при наличии поддерживающих слоев – отверстия диаметром 10-12 мм, при их отсутствии – щели шириной на 0,1 мм меньше минимального размера зерен фильтрующей загрузки. Общая площадь отверстий должна составлять 0,25-0,5% рабочей площади фильтра; площадь щелей 1,5-2% рабочей площади фильтра.

В нижней части ответвлений в шахматном порядке под углом 60° к вертикали предусматриваются отверстия диаметром 12 мм.

Отношение площади всех отверстий в ответвлениях распределительной системы $\sum f_o$ к площади фильтра F принимается равным 0,25%.

Таким образом, суммарная площадь отверстий составит:

$$\sum f_o = \frac{0,25 \cdot 23,8}{100} = 0,0895 \text{ м}^2 = 895 \text{ см}^2$$

При диаметре отверстия $d_o = 12$ мм площадь одного отверстия

$f_o = \frac{3,14 \cdot 12^2}{4} = 1,13 \text{ см}^2$. Следовательно, общее количество отверстий в распределительной системе каждого фильтра будет:

$$n_o = \sum f_o / f_o = 895 / 1,13 = 792 \quad (6.18)$$

Количество отверстий, приходящихся на каждое ответвление – 792:39 ≈ 20.

При длине каждого ответвления $l = 2,14$ м шаг оси отверстий на ответвлении будет $e_0 = 2,14/20 = 0,107$ м.

Определение потерь напора при промывке фильтра.

а) Потери напора в отверстиях труб распределительной системы фильтра:

$$h_{p.c.} = \left(\frac{2,2}{a^2} + 1 \right) \cdot \frac{v_k^2}{2g} + \frac{v_{отв}^2}{2g} = \left(\frac{2,2}{0,32^2} + 1 \right) \cdot \frac{1,0^2}{2 \cdot 9,8} + \frac{1,66^2}{2 \cdot 9,8} = 1,288 \text{ м} \quad (6.19)$$

где $a = \frac{\sum f_0 \cdot 4}{3,14 \cdot d_{кол}^2} = \frac{0,0895 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,6^2} = \frac{0,358}{1,1304} = 0,32$ – отношение суммы площадей всех отверстий распределительной системы к площади сечения коллектора;

v_k – скорость движения воды в коллекторе; м/сек, $v_k = 1,0$ м/с (см. расчет выше);

$v_{отв}$ – скорость движения воды в ответвлениях распределительной системы, м/сек, $v_{отв} = 1,66$ м/с (см. расчет выше).

б) Потери напора в фильтрующем слое высотой $H_\phi = 0,7$ м:

$$h_\phi = (a + b \cdot \omega) \cdot H_\phi = (0,75 + 0,017 \cdot 12) \cdot 0,7 = 0,67 \text{ м}, \quad (6.20)$$

где ω – интенсивность подачи промывной воды, л/ (с·м²);

a, b – эмпирические коэффициенты, принимают в зависимости от типа загрузки и равные $a = 0,75$, $b = 0,017$ и $a = 0,85$, $b = 0,004$ для кварцевого песка с крупностью зёрен 0,5-1 мм и 1-2 мм соответственно.

в) Потери напора в гравийных поддерживающих слоях.

Крупность фракций и высоту поддерживающих слоев при распределительных системах большого сопротивления следует принимать по табл. 6.3.

Таблица 6.3 – Крупность зерен гравия или гранитного щебня и высота поддерживающих слоев

Крупность зерен, мм	Высота слоя, мм
40-20	Верхняя граница слоя должна быть на уровне верха распределительной трубы, но не менее чем на 100 мм выше отверстий
20-10	100-150
10-5	100-150
5-2	50-100

Приняты поддерживающие слои общей высотой 700 мм и крупность зерен от 2 до 40 мм (табл. 6.3).

$$h_{p.c.} = 0,022 \cdot H_{п.с.} \cdot \omega = 0,022 \cdot 0,7 \cdot 12 = 0,19 \text{ м} \quad (6.21)$$

г) Потери напора в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору распределительной системы (по схеме генплана) при $q_{пром} = 286$ л/с, $d = 600$ мм, $v = 1$ м/с, $i = 0,00215$ [15].

Тогда при ориентировочно принятой длине трубопровода $l = 100$ м

$$\sum h = i \cdot l = 0,00215 \cdot 100 = 0,215 \text{ м}, \quad (6.22)$$

где l – длина трубопровода (согласно схеме генплана), м

i – уклон трубопровода.

д) Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре:

$$h_{м.с.} = \sum \xi \cdot \frac{v^2}{2g} = (2 \cdot 0,984 + 0,26 + 0,5 + 0,92) \cdot \frac{1,0^2}{2 \cdot 9,8} = 3,648 \cdot 0,051 = 0,186 \text{ м}, \quad (6.23)$$

где v – скорость воды в трубопроводе, подводящем промывную воду;

$\sum \xi$ – суммарный коэффициент местных сопротивлений (согласно схеме фильтра).

Коэффициенты местных сопротивлений равны: $\xi_1 = 0,984$ – для колена, $\xi_2 = 0,26$ для задвижки, $\xi_3 = 0,5$ для входа во всасывающую трубу и $\xi_4 = 0,92$ для тройника.

Следовательно, полная величина потерь напора при промывке фильтра составит:

$$h_{полн.} = h_{р.с.} + h_{ф.} + h_{п.с.} + \sum h + h_{м.с.} = 1,288 + 0,67 + 0,19 + 0,215 + 0,186 = 2,549 \text{ м}$$

Геометрическая высота подъема воды h_2 от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром определяется по формуле:

$$h_2 = 0,66 + 1,4 + 3,0 = 5,15 \text{ м},$$

где 0,66 м – высота кромки желоба над поверхностью фильтра (см. расчет выше);

1,4 м – высота загрузки фильтра (фильтрующий и поддерживающий слой), м;

3,0 м – глубина воды в РЧВ.

Напор, который должен развивать насос при промывке фильтра, равен:

$$H = h_2 + h_{полн.} + h_{з.н.} = 5,15 + 2,549 + 1,5 = 9,199 \text{ м},$$

где $h_{з.н.}$ – запас напора (на первоначальное загрязнение фильтра и т.п.)

Для подачи промывной воды в количестве $286 \text{ л/с} = 1029,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ подобран насос Д1250-14(16НДн) по табл. V.5 [3], один рабочий, один резервный.

Определение диаметров трубопроводов на фильтровальной станции для подачи и отвода воды.

Таблица 6.5 – Результаты гидравлического расчета трубопроводов фильтровальной станции.

№ п/п	Наименование трубопровода	Расход, л/с	Сечение канала или диаметра, мм	Расчетная скорость, м/с	Рекомендуемая скорость, м/с
1	2	3	4	5	6
1	Подача отстоянной воды на фильтры	217,4	d = 500	1,11	0,8-1,2
2	То же, на один фильтр	36,2	d = 200	1,13	0,8-1,2
3	Отвод фильтрата в РЧВ (со всех фильтров)	217,4	d = 500	1,11	1,0-1,5
4	То же, с одного фильтра	36,2	d = 200	1,13	1,0-1,5
5	Подача промывной воды для промывки одного фильтра	286	d = 600	1,0	1,5-2,0
6	Отвод промывной воды	286	d = 600	1,0	1,5-2,0

6.2. Скорые безнапорные фильтры с центральным каналом

Пример № 11. Рассчитать скорые безнапорные фильтры. Исходные данные приведены в примере № 1. $Q_{\text{полн.с.}} = 78280 \text{ м}^3 / \text{сут.}$

Расчет скорых фильтров.

Определяется общая площадь фильтров (по формуле 6.1)

$$F_{\phi} = \frac{Q_{\text{полн.с.}}}{T_{\text{ст.}} \cdot v_{\text{н}} - 3,6 \cdot n_{\text{пр}} \cdot \omega \cdot t_1 - n_{\text{пр}} \cdot t_2 \cdot v_{\text{н}}} = \frac{78280}{24 \cdot 8 - 3,6 \cdot 2 \cdot 16 \cdot 0,1 - 2 \cdot 0,33 \cdot 8} = 446,8 \text{ м}^2, \quad (6.1)$$

где $Q_{\text{полн.с.}}$ – полезная производительность станции, $\text{м}^3/\text{сут.}$;

$T_{\text{ст.}}$ – продолжительность работы станции в течение суток, (24 ч);

$v_{\text{н}}$ – расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме $\text{м}/\text{ч}$; принимается по табл. 21 [1] или табл. 6.2. настоящих пособий;

$n_{\text{пр}}$ – число промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации (принимается 2-3);

ω – интенсивность промывки, $\text{л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, принимается по табл.23 [1] или табл. 6.1. настоящих пособий;

t_1 – продолжительность промывки фильтра в часах, принимается по табл. 23 [1] или по табл. 6.1.;

t_2 – время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаемое для фильтров, промываемых водой – 0,33 часа, водой и воздухом – 0,5 часа.

Количество фильтров составит:

$$N_{\phi} = \frac{\sqrt{F_{\phi}}}{2} = \frac{\sqrt{446,8}}{2} \approx 11 \quad (6.2)$$

При этом скорость фильтрования воды для принятого количества фильтров при форсированном режиме работы составит:

$$v_{\phi} = \frac{v_{\text{н}} \cdot N_{\phi}}{N_{\phi} - N_1} = \frac{8 \cdot 11}{11 - 1} = 8,8 \text{ м}/\text{ч} (6 \div 7,5 \text{ м}/\text{ч})$$

где N_1 – количество фильтров, находящихся в ремонте $N_1 = 1$.

Площадь одного фильтра будет:

$$F_1 = \frac{F_{\phi}}{N_{\phi}} = \frac{446,8}{11} \approx 41 \text{ м}^2 \quad (6.3)$$

Принята конструкция фильтра с центральным сборным каналом, размеры фильтра в плане – $6,0 \times 6,85 \text{ м}$.

По табл. 6.2 принимаются однослойные, песчаные фильтры с диаметром зерен $0,7 \dots 1,6 \text{ мм}$ и высотой фильтрующего слоя $1,5 \text{ м}$. Скорость фильтрования при нормальном режиме – $8 \text{ м}/\text{ч}$, интенсивность промывки – $16 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, продолжительность промывки – $0,1 \text{ ч}$ (6 мин), время простоя фильтра в связи с промывкой – $0,33 \text{ ч}$, число промывок в сутки – 2.

Расчет устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра.

Расход промывной воды, необходимый для промывки одного фильтра

$$q_{\text{пром}} = F_1 \cdot \omega = 41 \cdot 16 = 656 \text{ л/сек}, \quad (6.4)$$

где F_1 – площадь одного фильтра, м^2 ;

ω – интенсивность промывки, $\text{л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$, принимается по табл. 6.1.

Сбор и отвод загрязненной воды осуществляется при помощи желобов, размещаемых над поверхностью фильтрующей загрузки. При принятом расстоянии между осями соседних желобов 2 м количество желобов составит: $n_{\text{жел}} = 6/2 = 3$.

В рассчитываемом скором фильтре для сбора и отвода загрязненной воды приняты три желоба с треугольным основанием. В фильтрах со сборным каналом расстояние от дна желоба до дна канала:

$$H_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{q_{\text{кан}}^2}{9,8 \cdot B_{\text{кан}}^2}} + 0,2 = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,656^2}{9,8 \cdot 0,8^2}} + 0,2 = 0,9 \text{ м}, \quad (6.5)$$

где $q_{\text{кан}}$ – расход воды по каналу, $\text{м}^3/\text{с}$, равный $q_{\text{пром}}$;

$B_{\text{кан}}$ – ширина канала, принимаемая конструктивно 0,8-1,2 м, но не менее 0,7 м.

Площадь поперечного сечения желоба в месте примыкания его к сборному каналу

$$f = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{q_{\text{жел}}^2}{9,8} \cdot B_{\text{жел}}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,219^2}{9,8} \cdot 0,58} = 0,245 \text{ м}^2, \quad (6.6)$$

Расход воды на один желоб:

$$q_{\text{жел}} = \frac{q_{\text{пром}}}{n_{\text{жел}}} = \frac{0,656}{3} = 0,219 \text{ м}^3/\text{с} \quad (6.7)$$

Ширина желоба:

$$B_{\text{жел}} = 2,1 \cdot \sqrt[5]{\frac{0,219^2}{(1,57 + 1,5)^3}} = 2,1 \cdot \sqrt[5]{0,00166} = 0,58 \text{ м} \quad (6.8)$$

Высота прямоугольной части желоба:

$$h_{\text{пр}} = 0,75 \cdot B_{\text{жел}} = 0,75 \cdot 0,58 = 0,435 \text{ м}$$

Полезная высота желоба: $h = 1,25 \cdot B_{\text{жел}} = 1,25 \cdot 0,58 = 0,725 \text{ м}$.

Конструктивная высота желоба (с учетом толщины стенки):

$$h_{\text{к}} = h + 0,08 = 0,725 + 0,08 = 0,805 \text{ м}.$$

Расстояние от верхней кромки желоба до поверхности фильтрующей загрузки:

$$\Delta h_{\text{ж}} = \frac{H_{\text{ф}} \cdot e}{100} + 0,3 = \frac{15 \cdot 30}{100} + 0,3 = 0,75 \text{ м} \quad (6.9)$$

Так как конструктивная высота желоба $h_{\text{к}} = 0,805 \text{ м}$, а $\Delta h_{\text{ж}} = 0,75 \text{ м}$, нужно принять $\Delta h_{\text{ж}} = 0,86 \text{ м}$, с тем, чтобы расстояние от низа желоба до верха загрузки фильтра было 0,05-0,06 м.

Расчет распределительной системы фильтра

В фильтрах с центральным сборным каналом отсутствует коллектор дренажной системы (см. рис. 6.2).

Количество ответвлений дренажной системы:

$$n = L/m = \frac{6,85}{0,25} \approx 28, \quad (6.10)$$

где L – длина боковой поверхности фильтра, м;

m – расстояние между осями труб ответвлений (0,25-0,35 м), [1].

Длина ответвлений:

$$l = B/2 = \frac{6}{2} = 3 \text{ м}, \quad (6.11)$$

где B – ширина боковой поверхности фильтра, м.

Площадь дна фильтра, приходящаяся на каждое ответвление:

$$f_{\text{отв}} = l \cdot m = 3 \cdot 0,25 = 0,5 \text{ м}^2$$

Расход воды на одно ответвление:

$$q_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} \cdot \omega = 0,5 \cdot 16 = 8 \text{ л/с} \quad (6.12)$$

где ω – интенсивность промывки, л/(с·м²), принимается по табл. 23 [1] или по табл.6.1.

Площадь ответвления:

$$\omega_{\text{отв}} = \frac{q_{\text{отв}}}{1000 \cdot v_{\text{отв}}} = \frac{8}{1000 \cdot 1,8} = 0,00444 \text{ м}^2 \quad (6.13)$$

Диаметр ответвления:

$$d_{\text{отв}} = \sqrt{\frac{4 \cdot \omega_{\text{отв}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00444}{3,14}} = 0,075 \text{ м} = 75 \text{ мм} \quad (6.14)$$

На ответвлениях трубчатого дренажа предусматриваются щели, они размещаются равномерно поперек оси и по периметру трубы в два ряда.

Определение потерь напора при промывке фильтра

Потери напора распределительной системы фильтра:

$$h_{\text{р.с.}} = \frac{v_{\text{отв}}^2}{2g} = \frac{1,6^2}{2 \cdot 9,8} = 0,13 \text{ м}$$

где $v_{\text{отв}}$ – средняя скорость на входе в боковые ответвления, м/с,
 $v_{\text{отв}} = 1,6 - 2 \text{ м/с}$.

Потери напора в фильтрующем слое высотой $H_{\phi} = 1,5 \text{ м}$ составят:

$$h_{\phi} = (a + b \cdot \omega) \cdot H_{\phi} = (0,85 + 0,004 \cdot 16) \cdot 1,5 = 1,37 \text{ м}, \quad (6.15)$$

где ω – интенсивность подачи промывочной воды; л/(с·м²);

a, b – эмпирические коэффициенты, принимают в зависимости от типа загрузки и равные $a = 0,75, b = 0,017$ и $a = 0,85, b = 0,004$ для кварцевого песка с крупностью зёрен 0,5-1 мм и 1-2 мм соответственно.

Потери напора в гравийных поддерживающих слоях при $H_{\text{п.с.}} = 0,5 \text{ м}$:

$$h_{\text{п.с.}} = 0,022 \cdot H_{\text{п.с.}} \cdot \omega = 0,022 \cdot 0,5 \cdot 16 = 0,18 \text{ м} \quad (6.16)$$

Потери напора в трубопроводе, подводящем промывную воду по формуле:

$$\sum h = i \cdot l \quad (6.17)$$

При расходе промывной воды $q_{\text{пром}} = 656 \text{ л/с}$ приняты $d = 800 \text{ мм}$; $i = 0,0024$; $v = 1,3 \text{ м/с}$ (по [15]), тогда потери напора при общей длине трубопровода $l = 100 \text{ м}$ (согласно схеме генплана) составят:

$$\sum h = 0,0024 \cdot 100 = 0,24 \text{ м} \quad (6.18)$$

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре:

$$h_{\text{м.с.}} = \sum \xi \cdot \frac{v^2}{2g} = (2 \cdot 0,984 + 0,26 + 0,5 + 0,92) \cdot \frac{1,3}{2 \cdot 9,8} = 0,24 \text{ м}, \quad (6.19)$$

где v – скорость воды в трубопроводе, подводящем промывную воду;

$\sum \xi$ – суммарный коэффициент местных сопротивлений (согласно схеме фильтра).

Коэффициенты местных сопротивлений равны: $\xi_1 = 0,984$ – для колена, $\xi_2 = 0,26$ – для задвижки, $\xi_3 = 0,5$ для входа во всасывающую трубу и $\xi_4 = 0,92$ – для тройника.

Суммарная величина потерь напора при промывке фильтра:

Следовательно, полная величина потерь напора при промывке фильтра составит:

$$h_{\text{полн}} = h_{\text{р.с.}} + h_{\text{ф}} + h_{\text{п.с.}} + \sum h + h_{\text{м.с.}} = 0,13 + 1,37 + 0,18 + 0,24 + 0,24 = 2,16 \text{ м}$$

Геометрическая высота подъема воды h_r от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром определяется по формуле:

$$h_e = \Delta h_{\text{ж}} + H_{\text{ф}} + h_{\text{РЧВ}}, \text{ м}$$

где $\Delta h_{\text{ж}}$ – высота кромки желоба над поверхностью фильтра, $\Delta h_{\text{ж}} = 0,86 \text{ м}$;

$H_{\text{ф}}$ – высота загрузки фильтра (фильтрующий и поддерживающий слой), м;

$h_{\text{РЧВ}}$ – глубина воды в РЧВ, м

$$h_e = 0,86 + (1,5 + 0,5) + 4,5 = 7,36 \text{ м}$$

Напор, который должен развивать насос при промывке фильтра:

$$H = h_e + h_{\text{полн}} + h_{\text{з.н.}}$$

где $h_{\text{з.н.}} = 1,5 \text{ м}$ – запас напора (на первоначальное загрязнение фильтра и т.п.)

$$H = 7,36 + 2,16 + 1,5 = 11,02 \text{ м}$$

Подбор насосов для промывки фильтров.

Расход промывной воды – $656 \text{ л/с} = 2361,6 \text{ м}^3/\text{ч}$

По табл.V.5 [3] приняты 2 одновременно действующих центробежных насоса марки Д1250-14 (16НДн). Кроме 2-х рабочих насосов предусмотрен один резервный.

Определение диаметров трубопроводов на фильтровальной станции для подачи и отвода воды.

Таблица 6.6 – Результаты гидравлического расчета трубопроводов фильтровальной станции

№ п/п	Наименование трубопровода	Расход, л/с	Сечение канала или диаметра, мм	Расчетная скорость, м/с	Рекомендуемая скорость, м/с
1	2	3	4	5	6
1	Подача отстоянной воды на фильтры	906	d = 1000	1,16	0,8-1,2
2	То же, на один фильтр	82,4	d = 300	1,01	0,8-1,2
3	Отвод фильтрата в РЧВ (со всех фильтров)	906	d = 1000	1,16	1,0-1,5
4	То же, с одного фильтра	82,4	d = 300	1,14	1,0-1,5
5	Подача промывной воды для промывки одного фильтра	656	d = 800	1,31	1,5-2,0
6	Отвод промывной воды	656	d = 800	1,31	1,5-2,0

7. ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЕ ВОДЫ

Обеззараживание воды в процессе водоподготовки для хозяйственно-питьевых целей производят с целью уничтожения возможных патогенных бактерий и вирусов на конечной стадии обработки и улучшения санитарного состояния сооружений на предварительном этапе очистки. Как правило, в качестве обеззараживающих реагентов используют хлор либо его соединения: диоксид хлора, гипохлориты натрия и кальция, раствор хлорной извести, хлорамины. Современные альтернативные методы обеззараживания – УФ-излучение и озонирование. Эти методы отличаются более высокой эффективностью по инактивации спорообразующих бактерий и энтеровирусов, а также отсутствием побочных хлорорганических продуктов, но не имеют консервирующего эффекта хлора.

Рациональный выбор метода обеззараживания питьевой воды должен производиться с учетом качества воды в источнике водоснабжения, схемы и производительности станции водоподготовки, состояния водоводов и распределительной сети.

7.1. Обеззараживание воды жидким хлором

Расчет хлораторной установки с жидким хлором состоит в определении часовой потребности хлора, количества рабочих и запасных хлораторов, числа потребных баллонов или бочек. Эффект обеззараживания – 99,9%.

Обычно на очистных сооружениях хлор вводится в два этапа. Первый – предварительное хлорирование для улучшения хода коагуляции и обесцвечивания воды, а также для улучшения санитарного состояния сооружений. Доза хлора при предварительном хлорировании $D_{cl} = 3-10$ мг/л [1]. Хлор рекомендуется вводить за 1-3 мин до ввода коагулянтов. Второй – собственно обеззараживание. Дозу активного хлора следует принимать для поверхностных вод после фильтрования $D_{cl} = 2-3$ мг/л, для вод подземных источников 0,7-1 мг/л. При этом концентрация остаточного хлора в воде должна быть в пределах 0,3-0,5 мг/л.

Пример № 12. Рассчитать хлораторную установку для станции очистки питьевой воды. $Q_{\text{полн.с}} = 78280 \text{ м}^3/\text{сут.}$ Исходные данные приведены в примере № 1. Хлор вводится в воду в два этапа.

Расчетный часовой расход хлора для хлорирования воды в два этапа составит:

$$Q_{\text{cl}} = \frac{Q_{\text{полн.с}} \cdot (D_{\text{cl}}^{\text{I}} + D_{\text{cl}}^{\text{II}})}{24 \cdot 1000} = \frac{78280 \cdot (3 + 2)}{24 \cdot 1000} = 16 \text{ кг/ч (384 кг/сут)}, \quad (7.1)$$

где $Q_{\text{полн.с}}$ – расход воды, $\text{м}^3/\text{сут.}$;

$D_{\text{cl}}^{\text{I}}, D_{\text{cl}}^{\text{II}}$ – доза хлора соответственно для предварительного и вторичного хлорирования, мг/л ; 3-10 мг/л и 2-3 мг/л соответственно.

Осветленная в фильтрах вода поступает в РЧВ, по пути она подвергается обеззараживанию хлором. Кроме того, в схеме очистки воды используется предварительное ее хлорирование для снижения интенсивности запахов и привкусов.

Доза хлора при первичном хлорировании принята 3 мг/л , при вторичном (с целью обеззараживания) – 2 мг/л .

Производительность хлораторной 384 кг/сут. , поэтому помещение разделено глухой стеной на 2 части: хлораторную и аппаратную с самостоятельными запасными выходами наружу из каждой.

Таблица 7.1 – Технические характеристики хлораторов ЛОНИИ-СТО

Производительность по хлоргазу, кг/ч	Тип ротаметра	Расход воды, $\text{м}^3/\text{час}$	Вес, кг
0,08-0,72 0,21-1,28 0,4-2,05	РС-3	2	37,5
1,28-8,1 2,05-12,8 3,28-20,5	РС-5	7,2	37,5

По таблице 7.1 приняты две группы хлораторов марки ЛОНИИ-100 (в каждой группе один резервный и один рабочий хлоратор). Производительность хлораторов – 2,05-12,8 кг/ч .

Хлорирование воды осуществляется при помощи хлор-газа, который доставляется и хранится в сжиженном состоянии в стандартных стальных баллонах. Количество расходных хлорных баллонов

$$n_{\text{бал}} = Q_{\text{cl}} / S_{\text{бал}} = 16 / 0,5 = 32 \text{ шт.}, \quad (7.2)$$

где $S_{\text{бал}}$ = 0,5-0,7 кг/ч – съём хлора с одного баллона без искусственного подогрева при температуре воздуха в помещении 18°C.

Для уменьшения количества расходных баллонов в хлораторной устанавливаются стальные бочки-испарители. Съём хлора с одной бочки:

$$q_{\text{б}} = F_{\text{б}} \cdot S_{\text{cl}} = 3,74 \cdot 3 = 11,2 \text{ кг/ч}, \quad (7.3)$$

где S_{cl} – съём хлора с 1 м^2 боковой поверхности бочки, составляет 3 кг/ч ;

$F_{\text{б}}$ – боковая поверхность бочки:

$$F_{\text{б}} = L \cdot \pi \cdot D_{\text{в}} = 1,6 \cdot 3,14 \cdot 0,746 = 3,74 \text{ м}^2, \quad (7.4)$$

где $L, D_{\text{в}}$ – соответственно длина и внутренний диаметр бочки, м, принимают по табл. 5.15 [2] или по табл. III.2 [3].

Количество стальных бочек-испарителей

$$n_6 = Q_{cl} / q_6 = 16 / 11,2 = 1,4 \approx 2 \quad (7.5)$$

Для обеспечения подачи хлора в количестве 16 кг нужно иметь 2 бочки-испарителя.

Для пополнения расхода хлора из бочки его переливают из стандартных баллонов емкостью 55 л (табл. III.1. [3]), создавая разрежение в бочках путем отсоса хлор-газа эжектором. Это мероприятие позволяет увеличить объем хлора $S_{бал}$ до 5 кг/ч с одного баллона и, следовательно, сократить количество одновременно действующих расходных баллонов. Количество расходных хлорных баллонов:

$$n_{бал} = Q_{cl} / S_{бал} = 16 / 5 = 3,2 \approx 4 \quad (7.6)$$

Суточная потребность в баллонах с жидким хлором

$$N_{бал} = \frac{24 \cdot Q_{cl}}{55} = \frac{24 \cdot 16}{55} = 6,98 \approx 7 \text{ шт.}, \quad (7.7)$$

где 55 – емкость одного баллона, л.

Общее количество баллонов, размещаемых в хлораторных, состоит из суточного количества баллонов и резервного количества баллонов (50% от суточного количества баллонов):

$$N_{бал} = N_{бал} + 0,5 \cdot N_{бал} = 7 + 0,5 \cdot 7 = 10,5 \approx 11 \text{ шт.} \quad (7.8)$$

Для обеспечения весового контроля расхода хлора каждая бочка-испаритель размещается в горизонтальном положении на платформе весов марки РП-600Ц36 (табл. IV.1 [3]).

Количество баллонов на складе при хлораторной

$$n_{бал} = N_{бал} \cdot 3 = 11 \cdot 3 = 33 \text{ шт.} \quad (7.9)$$

Основной запас хлора хранится вне очистной станции на расходном складе, рассчитанном на месячную потребность в хлоре, количество баллонов составит:

$$n_{бал} = \frac{24 \cdot Q_{cl} \cdot 30}{55} = \frac{24 \cdot 16 \cdot 30}{55} = 209,45 \approx 210 \text{ баллонов стандартного типа.}$$

7.2 Обеззараживание воды озоном

Метод озонирования целесообразно применять для обеззараживания воды на станциях любой производительности для вод, загрязненных патогенными спорообразующими бактериями и энтеровирусами. При обработке озоном в воду не вносятся никаких дополнительных посторонних веществ, что происходит, например, при хлорировании воды.

Расчет производительности озонаторной установки производят по суммарной дозе озона на всех стадиях обработки и расчетному часовому расходу озонируемой воды. Ориентировочно на преозонирование поверхностной воды (до коагуляционной обработки) дозу озона принимают от 0,5 до 5 г O_3/m^3 в зависимости от загрязненности исходной воды. Расход озона на стадии дезинфекции обработанной воды составляет от 0,75 до 1 г O_3/m^3 (зимой) и 1-3 г O_3/m^3 (летом).

Пример № 13. Рассчитать озонирующую установку для станции очистки питьевой воды. $Q_{полн.с} = 18720 \text{ м}^3/\text{сут}$. Исходные данные приведены в примере №2.

Согласно рекомендациям приложения 4 [1] необходимую дозу озона для обеззараживания фильтрованной воды следует принимать 1-3 мг/л.

Расчетный расход озона:

$$q_{оз} = \frac{Q_{полн.с} \cdot D_{оз}}{1000} = \frac{18720 \cdot 3}{1000} = 56,16 \text{ кг/сут} = 2,34 \text{ кг/ч}, \quad (7.10)$$

где $Q_{полн.с}$ – производительность станции, $\text{м}^3/\text{сут}$;

$D_{оз}$ – доза озона, мг/л.

Таблица 7.2 – Основные характеристики озонаторов, производительностью по озону более 1 кг/ч

Производитель	Тип озонатора	Производительность по озону, кг/ч	Концентрация озона, $\text{г}/\text{м}^3$	Рабочее давление, $\text{кгс}/\text{см}^2$	Потреб. мощность, кВт	Расход воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$
ОАО «Курган-армизим-маш» (г. Курган)	П-60	1,5	20	0,7	15	75
	П-90	2,6	20	0,7	35	130
	П-120	3,65	20	0,7	47	235
	П-160	4,8	20	0,7	64	315
	П-222	6,7	20	0,7	68	435
	П-379	11,5	20	0,7	151	745
	П-514	15,6	20	0,7	203	1000
	П-647	19,6	20	0,7	258	1275
	П-850	25,8	20	0,7	338	1670

По табл. 7.2 принимается один озонатор П-60 (производительность по озону 1,5 кг/ч). Для того, чтобы выработать озон в количестве 2,34 кг/ч, озонирующая установка должна быть оборудована $2,34:1,5 = 1,56 \approx 2$ рабочими озонаторами, предусматривается 1 резервный озонатор такой же производительности.

Количество сухого воздуха, необходимого для электросинтеза

$$Q_в = \frac{G_{оз} \cdot 1000}{K_{оз}} = \frac{1,5 \cdot 1000}{20} = 75 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (7.11)$$

где $G_{оз}$ – производительность одного озонатора, кг/ч;

$K_{оз}$ – коэффициент весовой концентрации озона, $K_{оз} = 20 \text{ г}/\text{м}^3$.

Общий расход охлаждаемого воздуха

$$V_{о.в.} = N \cdot Q_в + 36 = 2 \cdot 75 + 360 = 510 \text{ м}^3/\text{ч} = 8,5 \text{ м}^3/\text{мин}, \quad (7.12)$$

где 360 – расход воздуха на регенерацию адсорберов для установки АГ-50;

N – количество рабочих озонаторов.

Для подачи воздуха приняты водокольцевые воздуходувки ВК-6 производительностью 4,2 $\text{м}^3/\text{мин}$ по табл. V.30 [3]. Тогда необходимо установить $8,5 : 4,2 = 2$ рабочие воздуходувки и одну резервную.

Первая ступень осушки воздуха осуществляется при помощи фреонового холодильного агрегата марки АК-ФВ-30/15 холодопроизводительностью 7000 ккал/ч.

Вторая ступень осушки воздуха – адсорбирующая установка. После охлаждения и осушки во фреоновом холодильнике воздух поступает на окончательную досушку в адсорберы автоматического действия марки АГ-50.

Расчет контактной камеры для смешения озono-воздушной смеси с водой.

Необходимая площадь поперечного сечения контактной камеры в плане:

$$F_{\kappa} = \frac{Q_{\text{час}} \cdot T}{n \cdot H} = \frac{780 \cdot 0,1}{2 \cdot 5} = 7,8 \text{ м}^2, \quad (7.13)$$

где $Q_{\text{час}}$ – расход озонируемой воды, м³/ч;

T – продолжительность контакта озона с водой, принимается в пределах 5-10 минут;

n – количество контактных камер, минимальное количество – 2;

H – глубина слоя воды в контактной камере, принимается обычно 4,5-5 м.

Камера принимается прямоугольной в плане, размеры – 2x3,9 м.

Для равномерного распыления озонированного воздуха у дна контактной камеры размещают перфорированные трубы. Приняты керамические пористые трубы. Каркасом служит труба из нержавеющей стали (наружный диаметр $d_{\text{н}} = 48$ мм, внутренний $d_{\text{вн}} = 42$ мм) с отверстиями диаметром 4-6 мм. На нее надевается фильтросная труба – керамический блок длиной $l = 500$ мм, внутренним диаметром $D_{\text{в}} = 64$ мм, наружным – 92 мм.

Количество озонированного воздуха, подаваемого по распределительным трубам

$$q_{\text{оз.в.}} = \frac{Q_{\text{час}} \cdot \alpha}{3600} = \frac{780 \cdot 0,27}{3600} = 0,059 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (7.14)$$

где α – отношение объема газовой смеси к объему обрабатываемой воды, обычно принимают равным 0,27; 0,5; 1.

Площадь поперечного сечения магистральной (каркасной) распределительной трубы внутренним диаметром $d_{\text{вн}} = 42$ мм равна:

$$f_{\text{мп}} = 0,00139 \text{ м}^2 = 13,9 \text{ см}^2.$$

В каждой контактной камере принимаются по две магистральные трубы, уложенные на взаимных расстояниях (между осями) по 0,9 м.

Расход озонированного воздуха, приходящегося на живое сечение каждой из двух труб в двух камерах составит:

$$q_{\text{мп}} = \frac{q_{\text{оз.в.}}}{n \cdot N_{\text{мп}}} = \frac{0,059}{2 \cdot 2} = 0,015 \text{ м}^3/\text{сек}, \quad (7.15)$$

где $N_{\text{мп}}$ – количество магистральных труб в каждой контактной камере.

Скорость движения воздуха в трубопроводе:

$$v = q_{\text{мп}} / f_{\text{мп}} = 0,015 / 0,00139 = 10,8 \text{ м/сек} \text{ (рекомендуется 10-15 м/с)}. \quad (7.16)$$

8. УДАЛЕНИЕ ОРГАНИЧЕСКИХ ВЕЩЕСТВ, ПРИВКУСОВ И ЗАПАХОВ

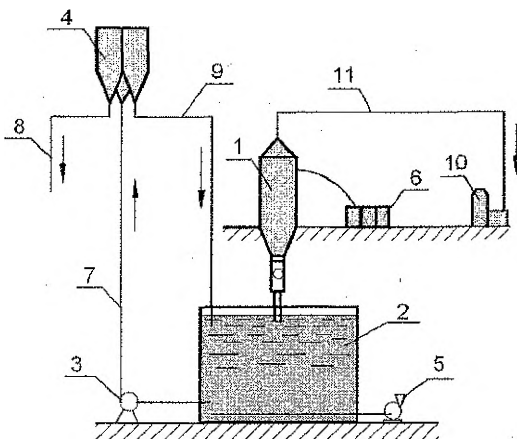
Для удаления органических веществ, а также снижения интенсивности привкусов и запахов, надлежит применять окисление и последующую сорбцию.

В технологии водоподготовки в качестве сорбента наибольшее распространение получил активированный уголь. Активированный уголь применяется в виде порошка при углевании воды, дробленый или в виде гранул при фильтровании через угольные фильтры.

Пример № 14. Рассчитать сооружения по приготовлению угольной пульпы для удаления органических веществ для станции очистки питьевой воды производительностью $Q_{\text{полн.с}} = 18720 \text{ м}^3/\text{сут.}$ Исходные данные приведены в примере № 2.

В случаях кратковременного использования активных углей и при обесновании допускается применять их в виде порошка, вводимого в воду перед ее коагуляционной обработкой или перед фильтрами.

Для дозирования угольной пульпы следует предусмотреть замачивание угля в течение 1 ч. Технологическая схема приготовления угольной пульпы представлена на рис. 8.1.



- 1 – вакуум-бункер с секторным питателем; 2 – расходный бак угольной пульпы; 3 – насос для подачи угольной пульпы; 4 – дозатор; 5 – воздуходувка; 6 – хранение активированного угля в таре; 7 – трубопровод для подачи угольной пульпы в дозатор; 8 – трубопровод подачи отдозированной пульпы в смеситель; 9 – трубопровод возврата угольной пульпы; 10 – вакуум-насос; 11 – вакуум-трубопровод

Рисунок 8.1 – Технологическая схема приготовления угольной пульпы

Суточный расход активированного угля:

$$G = \frac{Q_{\text{полн.с}} \cdot D_y}{10000} = \frac{18720 \cdot 5}{10000} = 9,36 \text{ т}, \quad (8.1.)$$

где $Q_{\text{полн.с}}$ – расчетный расход воды, $\text{м}^3/\text{сут.}$;

D_y – доза угля, мг/л , принимается до 5 мг/л .

Объем расходных баков угольной пульпы:

$$W = \frac{Q_{\text{час}} \cdot D_y \cdot T}{10000 \cdot b \cdot \gamma} = \frac{780 \cdot 5 \cdot 24}{10000 \cdot 5 \cdot 1} = 1,872 \text{ м}^3, \quad (8.2)$$

где $Q_{\text{час}}$ – расход воды, м³/час;

T – время заготовки угольной пульпы, ч, принимается 12-24 ч.

b – концентрация угольной пульпы, %, принимается до 8 % [1];

γ – удельный вес угольной пульпы, т/м³, принимается $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$.

Количество расходных баков принимается не менее двух. Приняты 2 расходных бака емкостью 2 м³ размером 1,15x1,15x1,6 м.

Расход воздуха для перемешивания угольной пульпы в расходном баке:

$$q = F \cdot n \cdot \omega = 1,32 \cdot 2 \cdot 4 = 10,58 \text{ л/с} = 0,63 \text{ м}^3/\text{мин}, \quad (8.3)$$

где F, n – соответственно площадь и количество расходных баков;

ω – интенсивность подачи воздуха, л/с · м², принимается 3-5 л/с · м².

По приложению 3 (см. часть 1 настоящих методических указаний) принята воздухоудовка ВК-1,5, предусмотрена также одна резервная.

Насосы для перекачивания угольной пульпы должны быть стойкими к абразивному воздействию угля.

9. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ПРОМЫВНЫХ ВОД

Пример № 15. Рассчитать сооружения по обработке промывных вод от осветлительных фильтров. $Q_{\text{полн.с.}} = 18780 \text{ м}^3/\text{сут}$. Исходные данные приведены в примерах № 2 и № 10.

Расчет сооружений по обработке промывных вод от осветлительных фильтров.

Принимается повторное использование промывной воды фильтров с кратковременным отстаиванием ее в вертикальных отстойниках.

На одну промывку фильтра объем промывной воды составляет:

$$W = \frac{F \cdot \omega \cdot 60 \cdot t}{1000} = \frac{23,8 \cdot 12 \cdot 60 \cdot 6}{1000} = 102,8 \text{ м}^3 \quad (9.1)$$

где F – площадь одного фильтра, м²;

ω – интенсивность промывки, л/с · м² (табл. 6.1. или табл.23 [1]);

t – продолжительность промывки, мин (табл. 6.1. или табл.23 [1]).

Следовательно, аккумулирующая емкость должна состоять из 2-х отделений по 103 м³.

При количестве промывок $n = 2$ и количестве фильтров $N = 6$, общее число промывок за сутки: $\sum n = 2 \cdot 6 = 12$

В качестве сооружения для обработки промывной воды приняты вертикальные отстойники рабочей емкостью $W_1 = 103 \text{ м}^3$ в количестве $n = 2$. Рабочая глубина – $H_0 = 4 \text{ м}$.

Площадь одного отстойника:

$$F_1 = \frac{W_1}{H_0} = \frac{103}{4} = 25,75 \text{ м}^2 \quad (9.2)$$

Принимается квадратный в плане отстойник. Длина его стороны составит:

$$b_0 = \sqrt{F_1} = \sqrt{25,75} = 5,1 \text{ м} \quad (9.3)$$

$b_0/H = 5,1/4 = 1,3$, что удовлетворяет условиям $b_0/H = 1,0 \div 1,5$

Высота призматической нижней части квадратного в плане вертикального отстойника:

$$h_n = \frac{b_g - b_n}{2 \cdot \operatorname{tg}(90^\circ - \alpha)} = \frac{5,1 - 0,2}{2 \cdot \operatorname{tg}(90^\circ - 50^\circ)} = \frac{4,9}{2 \cdot \operatorname{tg}40^\circ} = \frac{4,9}{1,45} = 3,38 \text{ м}, \quad (9.4)$$

где b_n – ширина нижней части осадочной призмы, равная наружному диаметру трубопровода d , отводящего осадок, м (150-200 мм);

α – угол наклона стен призматической (осадочной) части вертикального отстойника, принимаемый равным 50-55°.

Объем осадочной части отстойника (вместимость призматической нижней части):

$$W_{oc} = \frac{1}{3} \cdot h_n (F_1 + f_n + \sqrt{F_1 \cdot f_n}) = \frac{1}{3} \cdot 3,38 \cdot (25,75 + 0,04 + \sqrt{25,75 \cdot 0,04}) = 30,2 \text{ м}^3 \quad (9.5)$$

Продолжительность работы отстойника между сбросами осадка:

$$T = \frac{W_{oc} \cdot n \cdot \delta}{W \cdot (C_{\phi} - C_{ocv})} = \frac{30,2 \cdot 2 \cdot 40000}{103 \cdot 2 \cdot (150 - 50)} = 117,28 \text{ ч} = 4,9 \text{ сут.}, \quad (9.6)$$

где n – количество отстойников;

δ – средняя концентрация уплотненного осадка, г/м³, принимается по табл. 19 [1], или по табл. 5.2, в зависимости от интервала между сбросами осадка. При сбросе осадка из отстойника один раз в сутки принята $d = 40000$ г/м³ (при концентрации взвешенных веществ в воде, поступающих в отстойник $C_{\phi} = 150$ мг/л);

C_{ocv} – концентрация взвешенных веществ на выходе из отстойника, принимается $C_{ocv} = 50$ мг/л.

10. РАСЧЁТ РЕЗЕРВУАРОВ ЧИСТОЙ ВОДЫ

Согласно п. 9.21 [1] общее количество резервуаров одного назначения в одном узле должно быть не менее двух. При выключении одного резервуара в остальных должно храниться не менее 50% пожарного и аварийного объёмов воды. Оборудование резервуаров должно обеспечивать возможность независимого включения и опорожнения каждого резервуара.

Резервуары могут быть подземными и частично заглублёнными. Конструкции камер задвижек при резервуарах не должны быть жестко связаны с конструкцией резервуаров [1]. Внутренние поверхности резервуаров должны быть гладкими, чтобы их очистка и дезинфекция производилась быстро и надежно. Дну резервуара следует придавать уклон 0,005-0,01 к приямку для удаления (смыва) осадка. Вокруг приямка необходимо устраивать порог во избежание попадания осадка в приямок, а оттуда во всасывающую трубу. Для утепления резервуаров их обычно засыпают грунтом слоем толщиной 1; 0,7; 0,5; 0,25 м. Строительство резервуаров, как правило, ведётся по типовым проектам.

Объем резервуаров чистой воды (РЧВ) определяется из условий хранения следующих запасов воды:

1. Регулирующего объема для подачи потребителю;
2. Неприкосновенного противопожарного запаса воды;
3. Объема воды на две промывки фильтров.

При выполнении проекта, объем резервуаров чистой воды следует принимать в пределах 25... 30 % от суточной производительности станции.

Размеры прямоугольных резервуаров, проектируемых из сборного железобетона, приведены в таблице 10.1.

Таблица 10.1 – Размеры прямоугольных резервуаров

Емкость м ³	Ширина м	Длина м	Высота М	Емкость м ³	Ширина м	Длина м	Высота М
50	3	6	3,6	2000	18	24	4,8
100	6	6	3,6	3000	24	30	4,8
250	6	12	3,6	6000	36	36	4,8
500	12	12	3,6	10000	48	48	4,8
1000	12	18	4,8	20000	66	66	4,8

11. ОСНОВНЫЕ ПРИНЦИПЫ КОМПОНОВКИ СООРУЖЕНИЙ СТАНЦИИ ВОДОПОДГОТОВКИ. СОСТАВЛЕНИЕ ГЕНЕРАЛЬНОГО ПЛАНА ВОДООЧИСТНОГО КОМПЛЕКСА

Для уменьшения строительных расходов все элементы станций обработки воды необходимо располагать компактно в виде единого комплекса, состоящего из одно-, двух- и трёхэтажных зданий.

Основные принципы компоновки очистных станций:

1) обеспечение компактной планировки всех сооружений и служебных помещений;

2) создание условий самотечного движения воды по всему комплексу сооружений станции.

При размещении отдельных сооружений необходимо стремиться к сокращению длины трубопроводов между ними, а также к осуществлению возможности ввода в эксплуатацию и дальнейшего расширения сооружений без прекращения их действия. Оборудование и аппаратура должны быть легко доступны для ремонта и обслуживания.

Внутреннюю компоновку помещений станции целесообразно решать так, чтобы вся станция вписывалась в общее здание прямоугольной формы. На станции должны быть четко выделены следующие помещения: реагентное хозяйство; зал осветлителей и отстойников; зал фильтров; подсобное помещение и др.

На небольших станциях отстойные и фильтровальные сооружения обычно располагают в одном зале (ряд фильтров против ряда осветлителей со взвешенным осадком). При разделении осветлителей и фильтров их располагают в два ряда с устройством между сооружениями технологического коридора для размещения всех коммуникаций регулирующей и запорной аппаратуры. Горизонтальные отстойники, как правило, размещают вне здания станции. В местах же расположения шиберов и задвижек устраивают павильоны управления.

При компоновке комплекса очистных сооружений учитывают необходимые для эксплуатации служебные помещения: дозаторную реагентов, хлораторную, дехлораторную, аммонизаторную и другие вспомогательные сооружения [1]. В здании станции могут быть размещены насосы для промывки фильтров.

При компоновке технологических сооружений производительностью более 10000 м³/сут. принимается строительство отдельных зданий для оборудования с расстоянием между ними около 20 м. Очистные сооружения большой производительности часто выполняют в виде отдельных параллельно работающих групп с расстоянием между ними 150-200 м.

Для уменьшения строительных затрат допускается использование несущей способности конструктивных элементов основных технологических сооружений. Стены здания станции могут опираться на стены отстойников и фильтров, а перекрытия должны поддерживаться колоннами, размещёнными на конструкциях основных сооружений.

Трассировка обслуживающих технологических трубопроводов должна предусматривать обводные линии и камеры переключения для подачи обрабатываемой воды, минуя временно выходящие из технологического цикла сооружения на ремонт, профилактику или в случае аварийных ситуаций.

Задвижки на обводной линии должны быть опломбированы [1].

Напорные и безнапорные трубопроводы на станциях водоочистки устраивают из стальных или чугунных труб [1].

В зданиях водоочистки должны быть предусмотрены подсобные помещения с определенной минимальной площадью, назначаемой в зависимости от суточной производительности станции (табл. 11.1.).

Таблица 11.1 – Вспомогательные помещения водоочистных станций

Наименование помещений	Площадь в м ² при производительности станции в тыс.м ³ /сут.			
	<10,0	10-50	50-100	100-300
Химическая лаборатория	20	25	25	35
Весовая		6	6	8
Бактериологическая лаборатория	18	20	20	32
Помещение для хранения посуды и реактивов	6	8	10	15
Местный диспетчерский пункт	12	24	48	60
Комнаты дежурного персонала	10	15	20	30
Мастерские для текущего ремонта мелкого оборудования и приборов	12	16	24	36

Составление генерального плана водоочистного комплекса

На рисунке 11.1. показан пример изображения проектируемых сетей водоснабжения и канализации с координатами или привязками к координатным осям зданий (сооружений) или постоянным базисам.

В соответствии с этим, площадь генплана разбивается вертикальными и горизонтальными осями через каждые 50 или 100 м. Каждой оси присваивается свое название.

Размеры зданий следует предусматривать кратными 3-м метрам. Размеры прямоугольных и круглых в плане ёмкостных сооружений также следует принимать кратными 3-м метрам, а по высоте – кратными 0,6 м. При длине стороны или диаметра сооружения до 9 м, а также ёмкостных сооружений, встроённых в здания, допускается принимать размеры сооружения кратными 1,5 м; цилиндрических – кратными 1 м.

На генплан водоочистного комплекса наносятся все технологические, обслуживающие и подсобные сооружения: реагентное хозяйство, микрофильтры или БС, осветлители со взвешенным осадком, отстойники, скорые фильтры или контактные осветлители, РЧВ, склад хлора, насосная станция II подъема, сооружения по обороту промывной воды, котельная, мастерские.

Хлораторная, совмещённая со складом хлора, размещается в пониженной точке территории водоочистного комплекса на расстоянии не менее 30 м от зданий.

Если сооружения размещены в здании, то на генплане показывается здание с примыкающими к нему коммуникациями. Территория, где находятся водоочистные сооружения, ограждается с соблюдением требований СНиП 2.04.02-84.

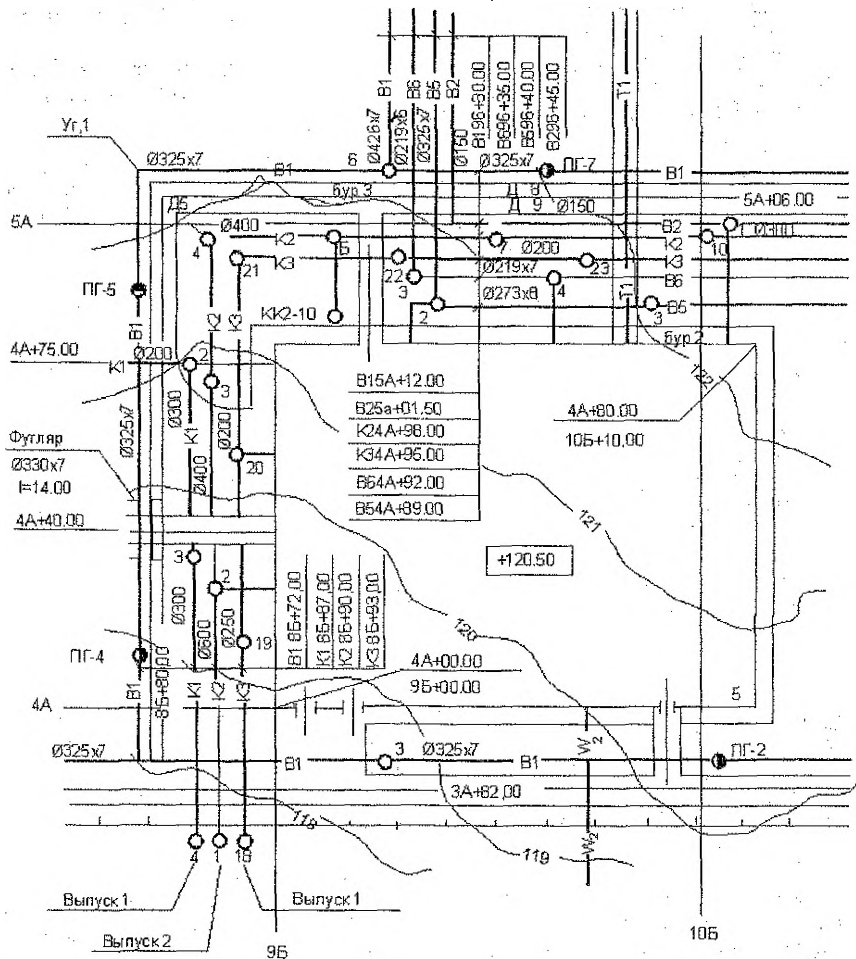


Рисунок 11.1 – Пример площадки генплана

Территория водоочистой станции является зоной строгого санитарного режима. Граница первого пояса зоны водопроводных сооружений должна совпадать с ограждением площадки сооружений и предусматриваться на расстоянии: от стен резервуаров фильтрованной воды, фильтров (кроме напорных), контактных осветлителей с открытой поверхностью воды – не менее 30 м; от стен остальных сооружений и стволов водонапорных башен – не менее 15 м [1]. Санитарно-защитная полоса вокруг первого пояса зоны водопроводных сооружений, расположенных за пределами 2-го пояса зоны источника водоснабжения, должна иметь ширину не менее 100 м. Генплан выполняется в масштабе 1:500; 1:100.

Хранение реагентов в сухом виде производится в закрытых помещениях. Склады коагулянтов и извести должны примыкать к помещению, где располагаются растворные баки для растворения коагулянтов и извести. При определении площади складов следует ориентироваться на создание запаса в пределах 15-30 суток и высоты слоя хранения согласно [1].

В расходных складах хлора, располагаемых на площадках водопроводных сооружений, хранение хлора должно предусматриваться в баллонах или бочках.

Склады должны быть расположены в отдельных, закрытых, хорошо вентилируемых помещениях.

Песковое хозяйство водоочистных станций предусматривается для хранения загрузочных материалов. Тут же производится их сортировка и промывка перед загрузкой в фильтры.

Расчет емкостей для приема и хранения фильтрующих материалов и подбор оборудования для рассева и промывки их производится из расчета 10% ежегодного пополнения объема фильтрующей загрузки и периодичности перегрузки фильтров и контактных осветлителей через каждые 5-6 лет. Транспортировку фильтрующего материала производят с помощью водоструйных или песковых насосов. Диаметр трубопроводов для транспортировки пульпы определяют из расчета скорости движения пульпы 1,5...2,0 м/с, но не менее 50 мм, согласно [1].

На площадке очистной станции должны быть расположены трубопроводы разного назначения: для подачи воды на станцию и отвода воды на РЧВ; подачи и отвода воды на промывку фильтров; отвода производственных и бытовых сточных вод; подвода воды для хозяйственно-питьевых целей; теплогазоснабжения, энергоснабжения, хлоро- и реагентопроводов; наружного освещения и другие с соответствующими колодцами и камерами переключения.

На территории очистных сооружений водопровода предусматривается устройство дорог и тротуаров, а также озеленение всех свободных участков декоративными деревьями, кустарниками, цветниками и т.д.

ЛИТЕРАТУРА

1. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения: СНиП 2.04.02-84 – М.: Стройиздат, 1985. – 136 с.
2. Трубы, арматура и оборудование водопроводно-канализационных сооружений / А.С. Москвитин, В.И. Махров, Е.В. Авдеев [и др.]; под ред. А.С. Москвитина – М.: Стройиздат, 1970. – 528 с., ил. – (Справочник по специальным работам).
3. Оборудование водопроводно-канализационных сооружений / А.С. Москвитин, Б.А. Москвитин, Г.М. Мирончик, Р.Г. Шапиро; под ред. А.С. Москвитина – М.: Стройиздат, 1979. – 430 с., ил. – (Справочник монтажника).
4. Карасев Б.В. Насосные и воздухоудувные станции. – Мн.: Вышэйшая школа, 1990. – 326 с.
5. Питьевая вода. Гигиенические требования к качеству воды централизованных систем водоснабжения. Контроль качества: СанПин 10-124 РБ 99.
6. Технология очистки природных вод / Л.А. Кульский, П.П. Строкач П.П. – Киев: Вища школа, 1981. – 328 с.
7. Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчеты / В.Ф. Кожинов – М.: Издательство литературы по строительству, 1971. – 303 с.
8. Водоснабжение. Проектирование систем и сооружений. В 3-х томах. Очистка и кондиционирование природных вод / Под общей редакцией д.т.н., проф. М.Г. Журбы. – Вологда – Москва: Во ГТУ, – Т. 2. – 2001. – 324 с.
9. Каталог: Насосное оборудование, электродвигатели, ТОО "Диор"
10. Водозаборные и очистные сооружения коммунальных водопроводов / В.П. Старинский, Л.Г. Михайлик – Мн.: Выш. шк., 1989. – 269 с.
11. Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения / Г.И. Николадзе, Д.М. Минц, А.А. Кастальский – М.: Выш. шк., 1984. – 368 с.
12. Интенсификация работы водоочистных сооружений / В.О. Орлов, Б.И. Шевчук – К.: Будивальник, 1989. – 128 с.
13. Теоретические основы и технология кондиционирования воды / Л.А. Кульский – Киев: Наукова думка, 1983. – 527 с.
14. Классификаторы технологий очистки природных вод / Под общей редакцией М.Г. Журбы – М.: Союзводоканалпроект, 2000. – 120 с.
15. Шевелев, Ф.А. Таблицы для расчета водопроводных труб: справочное пособие / Ф.А. Шевелев, А.Ф. Шевелев – М.: Стройиздат, 1984.

Учебное издание

Составители:
Житенев Борис Николаевич
Волкова Галина Александровна
Сторожук Наталья Юрьевна

Методические указания

к выполнению курсовых проектов и практических занятий
по дисциплине «Водоподготовка»
для студентов специальности

1-70 04 03 – «Водоснабжение, водоотведение и охрана водных
ресурсов» дневной и заочной форм обучения

Часть 2

Ответственный за выпуск: Сторожук Н.Ю.
Редактор: Строкач Т.В.
Компьютерная верстка: Боровикова Е.А.
Корректор: Никитчик Е.В.

Подписано к печати 10.02.2010 г. Формат 60x84 ¹/₁₆. Бумага «Снегурочка».
Гарнитура Arial. Усл. п. л. 2,55. Уч.-изд. л. 2,75. Тираж 100 экз. Заказ № 195.

Отпечатано на ризографе Учреждения образования
«Брестский государственный технический университет».
224017, Брест, ул. Московская, 267.